H.F.MİRƏLƏMOV,   Q.Q.İSMAYILOV

NEFTİN VƏ QAZIN

BORU KƏMƏRLƏRİ İLƏ NƏQLİ

D Ə R S L İ K

Bakı -2009

R Ə Y V E R Ə N L Ə R :

R.S.Qurbanov
AMEA-nın müxbir üzvü, t.e.d., professor

Z.M.Əhmədov
Əməkdar elm xadimi, t.e.d., professor.

Azərbaycan Respublikasının Təhsil Nazirliyinin
«______» il tarixli «________» saylı əmrinə əsasən
dərslik kimi təsdiq edilmişdir.

R Ə Y Ç İ L Ə R:

AMEA-nın müxbir üzvü, t.e.d., professor R.S. Qurbanov
AMEA-nın müxbir üzvü, t.e.d., professor Q.İ. Calalov

H.F. Mirələmov, Q.Q. İsmayılov «Neftin və qazın boru kəmərləri ilə nəqli» (dərslik), Bakı-2009, s.

Dərslik neftin, qazın, onların qarışığının və maye qazların boru kəmərləri ilə nəqli məsələlərinə həsr olunmuşdur.

Kitabda mayelərin reofiziki xüsusiyyətləri, boru hidravlikasının elementləri, neftin və qazın nəqlə hazırlanması, neft və qaz kəmərlərinin texnoloji hesablanması, neft-qaz qarışığının və maye qazların boru kəmərləri ilə nəqli ilə bağlı məsələlər işıqlandırılmış, onlara dair nümunəvi hesablamalar, həmçinin yoxlama sualları verilmişdir.

Dərslik, «Qaz-neft kəmərləri və anbarlarının layihələndirilməsi, tikilməsi və istismarı» və «Dəniz neft-qaz qurğuları» ixtisasları üzrə təhsil alan bakalavriat və magistrantlar üçün nəzərdə tutulmuşdur.

Dərslikdən həmçinin neftin, qazın, neft məhsullarının nəqli və saxlanması problemlərinin tədqiqi ilə məşğul olan tədqiqatçı və mütəxəssislər də istifadə edə və faydalana bilərlər.

Azərbaycan Dövlət Neft Akademiyasının 90 illik yubileyinə həsr olunur

Ö n s ö z

Azərbaycan müstəqillik əldə etdikdən sonra respublikamızın yanacaq-enerji balansında karbohidrogenlərin rolu daha da artmış və o neft və qaz ixrac edən bir ölkəyə çevrilmişdir.

Bu gün Azərbaycanın nəinki regional, həmçinin beynəlxalq əhəmiyyət kəsb edən H.Əliyev adına «Bakı-Tiflis-Ceyhan», «Bakı-Supsa», «Bakı-Novorosiyyski» magistral neft və «Bakı-Tiflis-Ərzurum» kimi magistral qaz kəmərləri fəaliyyət göstərir. İxrac kəmərləri ilə yanaşı hal-hazırda ölkəmizin istər quruda və istərsə də dənizdə neft-qaz kəmərlərinin şəbəkəsi də xeyli genişlənmişdir.

«Əsrin müqaviləsi» və ondan qaynaqlanan digər müqavilələrin yerinə yetirilməsində, ümumiyyətlə respublikamızın sosial-iqtisadi inkişafında neft, qaz və neft məhsullarının nəqlini həyata keçirən boru kəmərləri sisteminin rolu əvəzsizdir. Odur ki, mürəkkəb mühəndis-texniki qurğular, ekoloji baxımdan qorxulu obyektlər hesab edilən boru kəmərləri sisteminin keyfiyyətli tikintisi və etibarlı olmaqla rasional istismarı cox vacibdir. Bütün bunlar həmin obyektlərin layihələndirilməsi, normal və qəza şəraitində istismar rejimlərinin düzgün idarə olunması ilə bağlı çoxlu sayda hidravlik, qazohidrodinamik, termodinamiki hesablamaların aparılmasını tələb edir.

Qeyd olunanları, eləcə də «Neftin, qazın nəqli və saxlanması» kafedrasının hal-hazırda çox prioritet ixtisasları üzrə apardığı kadr hazırlığında «Neftin və qazın boru kəmərləri ilə nəqli» fənninin xüsusi əhəmiyyətini nəzərə alaraq, müəlliflər ilk dəfə azərbaycan dilində bu dərsliyi hazırlamışlar.

Fənnin tələbələr tərəfindən səmərəli mənimsənilməsi məqsədilə dərsliyə «Maye və qazların reofiziki xüsusiyyətləri və boru hidravlikasının elementləri», «Neft-qaz kəmərlərinin nasos və kompressor qurğuları» kimi köməkçi fəsillər də əlavə edilmişdir. Fikrimizcə kitabda hesablamalarla bağlı xüsusi nümunələrin və fəslin sonunda yoxlama suallarının verilməsi öz növbəsində fənnin mənimsənilməsinə yardımcı olacaqdır.

Dərslik Azərbaycan Dövlət Neft Akademiyasının «Neftin-qazın nəqli və saxlanması» kafedrasının kadr hazırlığı profilinə uyğun hazırlanmaqla «Qaz-neft kəmərləri və anbarlarının layihələndirilməsi, tikilməsi və istismarı» və «Dəniz neft-qaz qurğuları» ixtisasları üzrə təhsil alan bakalavriat və magistrantlar üçün nəzərdə tutulmuşdur.

Bu kitabdan eyni zamanda neftin, qazın və neft məhsullarının saxlanması və nəqli, karbohidrogenlərin yığılması və nəqlə hazırlanması problemləri ilə məşğul olan elmi-tədqiqatçılar, mütəxəssislər və digər ali texniki məktəblərin müvafiq ixtisas və ixtisaslaşmalar üzrə təhsil alan tələbələri də faydalana bilərlər.

Müəlliflər faydalı məsləhətlərinə görə dərsliyə rəy vermiş AMEA-nın müxbir üzvləri, t.e.d., professorlar R.S.Qurbanova və Q.İ Calalova, həmçinin əlyazmasının hazırlanmasında göstərdikləri köməyə görə professor A.M. Rəsulova və dosent Y.R. Rzayevə, aspirant E.M. Hüseynova, k.e.i. G.R. Məmmədovaya, laborant N.Ə. Əsgərovaya öz təşəkkürlərini bildirir.

Bu dərs vəsaiti oxuculara Azərbaycan dilində təqdim olunan ilk dərslik olduğundan, kitabda bəzi çatışmazlıqlar da ola bilər. Müəlliflər dəyərli təkliflər və tənqidi qeydlərini bildirəcək oxuculara öncədən öz minnətdarlığını bildirir.

GİRİŞ

Qısa tarixi arayış

Məlumdur ki, təbii sərvətlərlə, xüsusən də neft və qazla zəngin olan Azərbaycan Yaxın Şərq və Rusiyadan sonra karbohidrogen ehtiyatlarına görə bölgədə özünə məxsus yer tutur. Ölkəmizin bu ehtiyatları ta qədimdən bütün dünyanın diqqətini özünə cəlb etmişdir. Azərbaycana olan bu diqqətin digər səbəbi isə onun Avropa və Asiyanın sərhəddində, yaxın Şərq, Cənubi Asiya və Afrika ölkələri üçün Rusiya və Avropaya Qafqaz koridoru hesab olunmaqla çox əlverişli coğrafi məkanda, qədim «İpək yolu»nun üstündə yerləşməsi olmuşdur. B.e.ə. VII-VIII əsrlərdə Azərbaycanda neft çıxarılması barədə ilk məlumatlar yayılmışdır. IX-XII əsrlərdə Azərbaycana gələn tacir və səyyahlar neftçıxarma tarixinin dünyada analoqu olmayan muzeyi sayılan Abşeron yarımadası və onu əhatə edən adalarda neft və qazdan meydana gələn yanar məşəllərlə maraqlanmış və öz memuarlarında Azərbaycan neftindən bəhs etmişlər. Tariximizdə hələ e.ə. Abşeron neftindən məişətdə müxtəlif məqsədlər üçün istifadə olunması, dayaz quyulardan çıxarılan neftin dəri tuluqlara doldurularaq dəvələrlə İrana, İraqa və Hindistana daşınması haqda məlumatlar da mövcuddur. 1798-ci ildə dənizdə ilk dəfə (Bibiheybət körfəzində) iki quyu qazılmışdır. 1847-ci ildə Bibiheybətdə dünyada ilk dəfə olaraq mexaniki üsulla ilk dərin quyu qazılmışdır. Lakin Azərbaycanda əhəmiyyət kəsb edən neft hasilatı və sahibkarlığına, «qara qızıl»dan istifadə olunmasına 1871-ci ildən sonra başlanılmışdır. 1872-1873-cü illərdə ilk dəfə olaraq Bibiheybət, sonra Balaxanı yataqlarında mexaniki üsulla qazılmış quyulardan sənaye əhəmiyyətli neft alınmışdır. Neft istehsalının artımı ilə əlaqədar bu dövrdə onun daşınmasında da irəliləyişlər mövcud idi.

Ümumiyyətlə, boru kəmərləri ilə nəqlin inkişafı neft sənayesi ilə sıx bağlı olmuşdur. 1872-1873-cü illərdə ilk dəfə Xəzər dənizində taxta barjlardan istifadə olunmaqla neft nəql edilmişdir. 1878-ci ildə qızdırma üçün işlədilən ağ neftin daşınması üçün metal gövdəli «Zərdüşt» tankeri istifadəyə verilmişdir.

1881- ci ildə dünyada ilk dəfə olaraq Bakıda neft məhsulları dəmir yolu ilə çənlərdə daşınmışdır.

İlk dəfə olaraq Bakıda 1872-ci ildə uzunluğu 12 km, diametri isə 300 mm olan neft kəməri çəkilmiş və neft Balaxanı mədənlərindən neftayırma zavoduna nəql edilmişdir.

Dünyada ilk neft məhsulu nəql edən boru kəməri rus alimi D.İ.Mendeleyevin təşəbbüsü ilə 1896-1906-ci illərdə çəkilmişdir. Bakıdan Batumiyə kerosin ixrac edən bu kəmərin uzunluğu 883 km, diametri isə 200 mm olmuş və kəmərdə 16 nasos stansiyası tikilmişdir.

Səmt neft qazlarından sənaye və məişətdə yanacaq kimi 1880 -1890-cı illərdə Bakıda istifadə olunmağa başlandığı üçün ilk dəfə olaraq kiçik qaz kəmərlərindən istifadə məhz bu dövrə təsadüf etmişdir. Zaqafqaziya dəmiryolunun və bir neçə yerli neft kəmərlərinin tikilməsi hesabına Bakı nefti dünyanın bir çox ölkələrinə daşınmış və təsadüfi deyil ki, XIX əsrin 80-ci illərində bəzi yerlərdə ABŞ neftinin əsas rəqibinə çevrilmişdir. Bu dövrdə neft sənayesinə yerli nümayəndələr (Z.Tağıyev və başqaları), Rusiya və Avropadan gələnlər (Nobel, Şibayev, Rotşild və başqaları) tərəfindən kapital qoyulmuş, əsas inhisarçı şirkətlər («Nobel qardaşları», Rotşildin «Xəzər-Qara dəniz cəmiyyəti» və s.) yaranmışdır.

XX əsrin başlanğıcında Azərbaycan neft sənayesi yüksək inkişaf mərhələsinə çataraq Rusiya neftinin 95 %-ni, bütün dünyada çıxarılan neftin isə yarıdan çoxunu vermişdir. Sonrakı illərdə, neft sənayesi milliləşdirilənə

kimi (Sovet hakimiyyəti qurulanadək) aydın inkişaf proqramının olmaması, neft ticarətində yol verilən səhvlər və 1918-ci ildə yaranan Azərbaycan Demokratik Cümhuriyyətinin yaranmış vəziyyəti düzəltməyə imkanı və vaxtı az olduğundan Azərbaycan neft sənayesində tənəzzül dövrü olmuşdur.

1920-ci il noyabrın 13-də Avropa və Asiyada ilk ali texniki məktəb-Azərbaycan Politexnik İnstitutu (İndiki Neft Akademiyası) yaradılmışdır. Bir il sonra «Azərbaycan Neft Sənayesi» jurnalı nəşr olunmuşdur.

Beləliklə, Azərbaycan neft sənayesinin inkişaf tarixində ilkin inkişaf mərhələsinin sürətli inkişafı ilə səciyyələnməsinə, Azərbaycanın dünyanın neft mərkəzlərindən birinə çevrilməsinə baxmayaraq, qeyri-sabitliklə üzləşmiş və ən başlıcası isə neftimiz birbaşa xalqa deyil, Çar Rusiyasının mənafeyinə xidmət etmişdir.

Sovet hakimiyyəti dövründə də Azərbaycanda neft sənayesi ardıcıl olaraq inkişaf etmiş, dünyadak ilk dəfə olaraq 1949-cu il 7 noyabrda açıq dənizdə sahildən 40 km, Bakıdan 90 km aralı Neft Daşlarında neft hasil edilməyə başlanmış, bəzi illərdə neft hasilatı SSRİ-dəki hasilatın 70%-dən çoxunu təşkil etmişdir. Xəzərdə aparılan intensiv kəşfiyyat-qazıma işlərinin nəticəsində «28 may», «Bahar», «Azəri», «Günəşli» və s. zəngin neft yataqları aşkar edilmiş, «Xəzər», «Bakı», «Şelf-1» və s. üzən qazma qurğuları tikilmiş, dəniz sualtı neft kəmərləri şəbəkəsi istifadəyə verilmiş və 1983-cü ildən ölkəmiz «Qroznı-Bakı» kəməri vasitəsilə keçmiş ittifaqın vahid neft kəmərləri sisteminə qoşulmuşdur. Bütün bunlara baxmayaraq, bu dövrdə də neft birbaşa Azərbaycan xalqının rifah halına deyil, əsasən, Sovet hakimiyyətinin mənafeyinə xidmət etmişdir. Azərbaycanın kifayət qədər şaxələnmiş boru kəmərləri şəbəkəsinin və ixrac kəmərlərinin olmamasına, əlalxüsus, Sovet təsərrüfat sistemindən irəli gələn qarşılıqlı iqtisadi əlaqələr mexanizminə görə dənizdə və quruda istehsal olunan neft Bakı neftayırma

zavodlarında emal olunmuş, respublikamızın tələbatı ödənildikdən sonra, qalan hissəsi baha başa gələn dəmiryolu vasitəsi ilə keçmiş ittifaqın müxtəlif regionlarına nəql edilmişdir.

Keçmiş SSRİ vaxtında yaradılmış nəqliyyat infrastrukturu Orta Asiya və Azərbaycan neftini dünya bazarına yalnız Rusiya ərazisindən keçməklə çatdırılmasını nəzərdə tuturdu.

Bütün bunlarla yanaşı qeyd etmək lazımdır ki, uzun tarix boyu formalaşan neft sənayesi özünün lazımi səviyyədə olan yüksək ixtisaslı elmi və mütəxəssis kadrlarını yetişdirmiş, Sovet ittifaqının dağılması ərəfəsində Azərbaycanda başqa sahələrdə olduğu kimi, neft sektorunda da yaxşı maddi-texniki baza yaradılmış, neftçi-geoloqlarımız tərəfindən çoxlu sayda (əsasən, Xəzər dənizi hövzəsində) perspektivli neft və qaz strukturları aşkar edilmişdir ki, bunların da çox hissəsi istismara verilməmişdir.

Sovet İttifaqı dağıldıqdan sonra, 1991-ci ilin oktyabrın 28-də Azərbaycanın öz müstəqilliyini dünyaya bəyan etməsi ilə neft sənayesinin tarixində yeni keyfiyyət və kəmiyyət mərhələsi başlanmışdır. Bu tarix müstəqil Azərbaycanın öz milli sərvətlərinə sahib olma, iqtisadiyyatının, neft sektorunun dirçəliş tarixi kimi də qiymətləndirilməlidir. Əfsuslar olsun ki, bu zaman ermənilərin təcavüzü ilə bağlı Azərbaycanın üzləşdiyi müharibə, iqtisadi və siyasi proseslərin idarə olunmaması, respublikada mövcud olan qeyri-stabillik amilləri Azərbaycana xarici investorların gəlişini və kapital qoyuluşunu bir neçə il qeyri-mümkün etmişdir.

Məhz 1993 – cü ildə xalqın istəyi ilə yenidən hakimiyyətə qayıdan ***Heydər Əliyevin*** səyi ilə tezliklə ölkədə olan qeyri-sabitliyin, hərcmərclik yaratmaq istəyən daxili, xarici qüvvələrin cəhdlərinin qarşısı alındı və dövlət quruculuğunun möhkəmləndirilməsinə, xalqımızın mənafeyinə uyğun düşünülmüş siyasət yeridilməyə başlanıldı ki, bu da xarici investorların

Azərbaycana maraq göstərmələrinə böyük təkan verdi. Bu marağın digər səbəbləri Azərbaycan iqtisadiyyatının böhran vəziyyətindən çıxarılmasında və yenidən inkişaf etdirilməsində neft amilinin rolu və onun prespektiv imkanları, neft hasil edib-etməməsindən asılı olmayaraq dünya dövlətlərinin öz iqtisadiyyatlarını neft biznesi və onun inkişafı ilə əlaqəli qurmağa çalışmaları, neft amilinin ötən dövrlərdəkindən bu gün daha çox strateji əhəmiyyət kəsb etməsi və Xəzərin artıq təsdiq olunmuş proqnozlara görə zəngin neft və qaz ehtiyyatlarına malik olması ilə bağlı idi.

Azərbaycan üçün Xəzər həddindən çox maraq doğurur və öz zəngin karbohidrogen ehtiyyatlarının mənimsənilməsi və dünya bazarına çatdırılması baxımından o, Xəzər regionunda xüsusi yer tutur. Çünki ölkənin neft sənayesinin inkişafının əsas perspektivləri dəniz yataqları–Xəzərin Azərbaycan sektorundakı perspektiv neft-qaz strukturları ilə bağlıdır. Xəzər hövzəsinin ən çox öyrənilən sahəsi məhz Azərbaycan sektorudur ki, burada da 145-dən çox perspektivli struktur aşkar edilib ki, bunun da 72-si dənizin 200 m-dən dərin olan sahələrini əhatə edir.

Müstəqillik şəraitində ölkəmizdə investisiya-kapital resurslarının məhdudluğu və çatışmaması, texnoloji potensialın zəif olması, dünya standartlarına cavab verən müasir texnika və texnologiyaya kəskin ehtiyacı olması hallarını nəzərə alaraq siyasi müstəqilliyini iqtisadi müstəqilliklə möhkəmləndirmək üçün Azərbaycan neft amillindən istifadə edərək dünyanın iri neft şirkətlərini cəlb etməklə ölkəmizin uzun müddətli perspektiv sosial-iqtisadi inkişafını təmin etmək məqsədi ilə prioritet və strateji istiqamət kimi özünün mühüm əhəmiyyət kəsb edən neft strategiyasını işləyib hazırlamağa başladı.

1994-cü ilin sentyabrın 20-dən çox mürəkkəb siyasi və iqtisadi şəraitdə ***«Əsrin müqaviləsi»***nin bağlanması ilə Azərbaycan demək olar ki, özünün neft

strategiyasının əsasını qoydu. Bu tarix həm də Azərbaycan üçün yeni neft erasının başlanğıcı demək idi. ABŞ, İngiltərə, Rusiya, Türkiyə, Norveç, Yaponiya və Səudiyyə Ərəbistanının 12 ən iri neft şirkətləri ilə bağlanan «Əsrin müqaviləsi» «Azəri», «Çıraq» və «Günəşli» yataqlarının işlənməsinə dair neft hasilatı və pay bölgüsü üzrə tarixi bir razılaşma idi.

«Əsrin müqaviləsi»nin bağlanması Azərbaycanın neft-qaz sektoruna yeni-yeni investisiya axınına, neft müqavilələrinin bağlanması üçün şərait yaratdı və investisiya layihələrinin realizə edilməsi karbohidrogen ehtiyatlarının nəqli problemini ortaya çıxarmışdır.

Müqavilənin şərtlərini yerinə yetirmək məqsədilə yaradılmış Azərbaycan Beynəlxalq Əməliyyat Şirkəti «Çıraq-1» platformasından çıxarılan «ilkin» neftin nəqli üçün regional xarakterli 2 ixrac marşrutun - Bakı-Novorossiysk (Şimal) marşrutu və «Bakı-Supsa» (Qərb) marşrutu neft kəmərlərinin layihələri üzərində dayanmağı məqsədəuyğun saydı. Çox keçmədi ki, hər iki marşrut üzrə «ilkin» neftin dünya bazarına nəql olunması reallaşdı. Məlum olduğu kimi ötürmə qabiliyyəti ildə 5-6 milyon ton, uzunluğu 1411 km olan «Bakı -Novorossiysk» ixrac kəməri Sovet dövründə fəaliyyət göstərən «Bakı-Qroznı» boru kəməri bazasına quraşdırılaraq 1997-ci il 27 oktyabrda işə salındı. Bu kəmərin nisbi üstün cəhəti odur ki, kəmərin ötürmə qabiliyyətini ildə 14 milyon tona çatdırmaq üçün texniki imkanlar vardır.

«Bakı-Xaşuri» kəməri bazasında yaradılan ikinci alternativ ixrac kəməri olan «Bakı-Supsa» kəməri isə 1999-cu il 17 apreldə istismara verildi və uzunluğu 850 km, ötürmə qabiliyyəti 7,5 milyon tondan çox olan bu kəmər şimal marşrutu ilə müqayisədə daha əlverişli, Azərbaycanın maraqlarına uyğun olan kəmər kimi qəbul olundu.

Sözü gedən ixrac kəmərlərinin müsbət, çatışmayan cəhətlərinə, eləcə də yaranan ciddi problemlərə və onların iqtisadi səmərəlilik baxımından bir-

birindən çox fərqlənməmələrinə baxmayaraq zaman göstərdi ki, hər iki neft kəmərinin çəkilməsi haqqında çıxarılan qərar çox düzgün və müdrik qərar idi.

Qeyd olunan kəmərlərin neft hasilatının artaraq ildə 40-50 milyon tona çatan zaman karbohidrogen ehtiyyatlarının tam miqyaslı mənimsənilməsini təmin edə bilməyəcəyini nəzərə alaraq Azərbaycan hökuməti və onu dəstəkləyən dövlətlər ixrac marşrutlarının çoxvariantlılığına üstünlük verərək

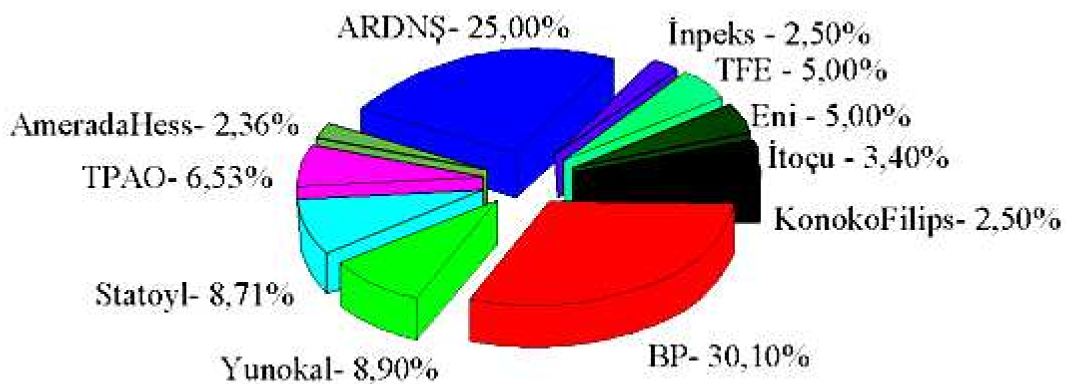


«Bakı-Tiflis-Ceyhan» (BTC ƏİK) əsas ixrac kəmərinin tikintisini tarixi zərurət kimi gündəmə gətirdilər (şəkil 1).

Şəkil 1. Azərbaycan neft və qazını ixrac edən boru kəmərləri

Uzunluğu 1730 km (Azərbaycan-468 km, Gürcüstan -225 km, Türkiyə - 1037 km), strateji əhəmiyyət kəsb edən bu kəmərin reallaşması üçün siyasi qərar 1999-cu il 18 -19 noyabrda ATƏT-in İstanbul zirvə toplantısında, Azərbaycan, Türkiyə, Gürcüstan və ABŞ dövlət başçıları tərəfindən saziş imzalamaqla verildi. Layihə BTC ƏİK tərəfdaşları tərəfindən maliyyələşdirilmiş və reallaşdırılmışdır (şəkil 2).

Bu günə qədər Xəzər regionu neftini dünya bazarına çıxarmaq üçün reallaşan layihələrdən ən möhtəşəmi olan H.Əliyev adına BTC ƏİK ilə ilk neft 2006-cı il mayın 28-də Ceyhan limanına çatdırılmışdır. İllik buraxma qabiliyyəti 50 milyon tondan çox olan bu kəmərdən həmçinin, tranzit neft daşınmasını da həyata keçirmək mümkündür.

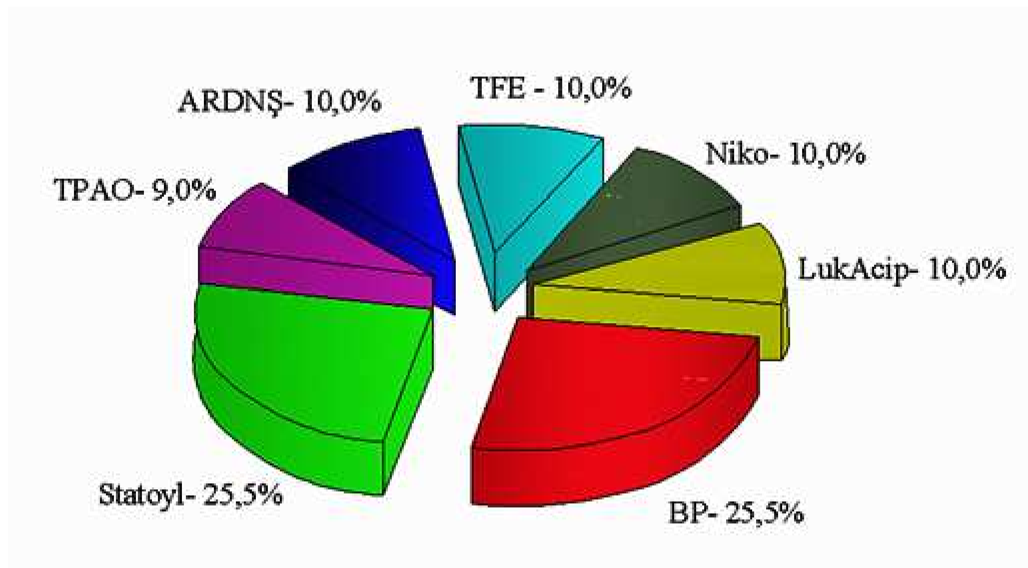


Şəkil 2. H.Əliyev adına Bakı-Tiflis Ceyhan boru kəməri layihəsinin maliyyələşdirilməsinin tərəfdaşlar arasındakı bölgüsü

Bazar iqtisadiyyatı şəraitində qaz sənayesi sahəsi neftdən əsaslı fərqlənir. Belə ki, neft sənayesi, neftçıxarma sənayesi, qaz isə nəqletmə və marketinq sahəsidir.

Təsadüfi deyil ki, hazırda qaz sənayesinin problemi qaz ehtiyatı və hasilatının defisit olmasında deyil, qazın istehlakçılara nəql olunması işinin çatışmazlığındadır. Dünya iqtisadiyyatında bu enerji daşıyıcısının payı hazırda 25 %-dən çoxdur. Təhlil göstərir ki, dünyada qaz ehtiyatı neft ehtiyatından çox olduğu üçün qazdan daha geniş, əsasən isə elektrik və istilik enerjisi almaq üçün istifadə oluna bilər. Qazdan istifadə şansının yüksək olması bir də neft və daş kömürə nisbətən onun ekoloji baxımdan təmiz yanacaq olması ilə bağlıdır.

Xəzər regionunun digər ölkələri kimi Azərbaycan da böyük qaz ehtiyatlarına malik olduğu üçün investisiya cazibədarlığı yüksəkdir. Xəzər dənizində indiyədək aşkar edilmiş və istismara verilən ən böyük qaz-kondensat yatağı Xəzərin Azərbaycan sektorunda yerləşən «Şahdəniz» yatağıdır. «Şahdəniz» qazını Türkiyə və Avropa bazarına çıxarmaq üçün 2007-ci il 3 iyulda «Bakı-Tiflis-Ərzurum» Cənubi-Qafqaz Boru Kəməri (CQBK) istismara verilmişdir (şəkil 1). «Şahdəniz» yatağının tərəfdaşları arasında işlənmə və nəqliyyatla bağlı pay bölgüsü şəkil 3-də verilmişdir.



Şəkil 3. Şahdəniz yatağının tərəfdaşları arasında hasilatın pay bölgüsü

Beləliklə, Azərbaycan artıq regionda neft və qaz ixrac edən bir ölkəyə çevrilmiş və ölkəmizin yuxarıda qeyd olunan əsas ixrac neft və qaz kəmərlərinin təkcə regional deyil, həm də beynəlxalq əhəmiyyəti danılmazdır. Ən başlıcası isə artıq reallaşan bu layihələr ölkəmizin enerji təhlükəsizliyinin təmin olunmasına öz töhfəsini verməklə müstəqilliyimizin və iqtisadiyyatımızın stabil artımının qarantına da çevrilmişdir.

Neft, neft məhsulları və qazın nəqli haqqında ümumi məlumat.

Hal-hazırda neft (onun məhsulları) və qaz əsas enerji daşıyıcıları olmaqla kütləvi yüklər hesab olunduğu üçün onların ən az itkilərlə, qısa müddət ərzində, nisbətən ucuz yolla və təhlükəsiz olaraq fasiləsiz nəql olunması xüsusi əhəmiyyət kəsb edir.

Neft və neft məhsulları əsasən, dəmiryolu, su, avtomobil və boru kəmərləri ilə nəql olunur. Bəzi hallarda neft məhsulları aviasiya nəql üsulları ilə də işlədicilərə çatdırıla bilər. Qeyd olunan hər bir nəql üsulunun seçilməsi daşınacaq məhsulların həcmi, xarakteri, həmçinin neft mədənləri, neftayırma zavodları, neft bazaları və istehlakçıların yerləşmə şəraitindən asılı olaraq seçilir. Bütün hallarda çəkilən xərclərin minimal olması, rasional olmayan halların qarşısının alınması ən vacib şərtlərdən biridir.

Təhlil və istismar təcrübəsi göstərir ki, qeyd olunan nəql üsullarından ən əlverişlisi boru kəmərləri ilə nəql üsulu hesab edilir. Başqa nəql üsulları ilə müqayisədə boru kəmərləri ilə nəqlin aşağıdakı müsbət cəhətləri vardır:

- Bu üsulla nəqlin maya dəyəri (1t nefti 100 km məsafəyə nəql etmək üçün çəkilən xərc) digər üsullarla müqayisədə aşağı olur, ilin fəsillərindən asılı olmayaraq böyük həcmdə enerji daşıyıcılarını uzaq məsafələrə nisbətən az təhlükə ilə nəql etmək mümkündür;

- Başqa nəql üsullarından fərqli olaraq boru kəməri ilə nəql fasiləsiz olduğu üçün istehsalçıların ritmik işləməsini, istehlakçıların isə dayanmadan təchiz olunmasını təmin etdiyi üçün kəmərin son məntəqəsində enerji daşıyıcıların böyük həcmdə əlavə ehtiyatının olmasına ehtiyac qalmır;
- Bu nəql üsulunda neft və neft məhsulları itkiləri, başqa üsullarla müqayisədə nisbətən az olur;
- Boru kəməri ilə nəql üsulu ən çox mexanikləşdirilmiş və avtomatlaşdırılmış üsuldur.

Qeyd olunanlarla yanaşı boru kəməri ilə nəqlin çatışmayan cəhətləri də vardır. Bunlar metal sərfinin çox olması və necə deyərlər, daşınma trasının «sərtliyi» yəni, kəmərin çəkilişindən sonra karbohidrogen yüklərinin hərəkət istiqamətinin dəyişdirilməsinin mümkün olmaması ilə bağlıdır.

Neftdən fərqli olaraq təbii qazın saxlanması və nəql edilməsi üsulları çox məhduddur. Təbii qaz istehsal olunan kimi nəql olunmalıdır. Demək olar ki, təbii qazların nəqli üçün əsas üsul onların boru kəmərləri ilə nəqli üsuludur.

Nəzərə alsaq ki, Azərbaycan artıq özünün ixrac kəmərləri olan «Bakı-Tiflis-Ceyhan», «Bakı-Supsa», «Bakı-Novorasiyysk» kimi neft kəmərləri və «Bakı-Ərzurum» qaz kəməri ilə təkcə regionda deyil, dünyada xeyli önəmə malikdir, onda boru kəmərləri ilə nəql üsulunun vacibliyi və əhəmiyyəti bir daha aydın olur.

Boru kəmərləri və onların təsnifatı

Həndəsi forması və hidravliki hesablama üsuluna görə boru kəmərləri sadə və mürəkkəb kəmərlərə ayrılır.

Sadə boru kəməri uzunluq boyu diametri sabit qalan boru kəməri hesab edilir. Qalan bütün hallarda kəmərlər ***mürəkkəb boru kəmərləri*** sayılır. Mürəkkəb boru kəmərlərinə misal olaraq ardıcıl, paralel birləşdirilmiş, şaxələnmiş, halqavari, atqı və qoşqu xətləri olan kəmərləri göstərmək olar.

Mürəkkəb boru kəmərində magistral borudan keçən mayenin sərfi tranzit, yol boyu qollarla ayrılan xətlərdəki sərf isə yol sərfi adlanır.

Boru kəmərləri, hansı mayelərin və ya qazın nəql olunmasından asılı olaraq müxtəlif cür adlanırlar.

Neftin nəql olunması üçün nəzərdə tutulan boru kəmərləri ***neft kəmərləri***, qaz üçün nəzərdə tutulan boru kəmərləri isə ***qaz kəmərləri*** adlanır. Neft məhsullarını nəql edən boru xətləri ***neft məhsulları kəməri*** adlanır. Bu kəmərlər nəql olunan neft məhsullarının növündən (çeşidindən) asılı olaraq benzin, kerosin, dizel yanacağı, mazut kəmərləri və s. adlanır.

Neft və neft məhsulları kəmərləri öz təyinatlarına görə aşağıdakı qruplara bölünür:

Daxili kəmərlər. Bu kəmərlər neft-qaz mədənləri, neft bazaları, neftayırma zavodlarında müxtəlif qurğu və obyektləri birləşdirməklə, kiçik diametrli və az uzunluğa malik olur.

Yerli kəmərlər. Bu kəmərlər daxili kəmərlərə nisbətən böyük uzunluğa (onlarla kilometrədək) malik olmaqla neft mədənləri və ya neftayırma zavodlarını magistral neft kəmərinin baş nasos stansiyaları və ya boşaltma-doldurma məntəqələri ilə birləşdirən boru kəmərləri hesab edilir.

Daxili və yerli kəmərlər çox vaxt ***texnoloji kəmərlər*** də adlanır.

Magistral kəmərlər. Bu kəmərlər böyük uzunluqlu (yüzlərlə və minlərlə kilometr) və diametrli kəmərlər hesab edilir və nəql bir deyil, kəmər boyu yerləşən bir neçə stansiyalarla kəsilməz olaraq həyata keçirilir və bu zaman

qısa müddətli dayanma halları təsadüfi xarakter daşıyır və ya təmir işləri ilə bağlı olur. Bu kəmərlərdə işçi təzyiqi 10 MPa-dək ola bilir.

Mövcud standartlara uyğun olaraq magistral neft və ya neft məhsulları kəmərləri borunun şərti diametrinə (mm-lə) görə 4 sinifə bölünür:

I sinif – (1000 $\div$ 1400) mm;

II sinif – (500 $\div$ 1000) mm;

III sinif – (300 $\div$ 500) mm;

IV sinif – 300 mm–dən kiçik.

Təbii qazların nəqlini həyata keçirən magistral qaz kəmərləri kəmərdəki işçi təzyiqinə görə iki sinfə bölünür:

I sinif – (2,5 $\div$ 10,0) MPa;

II sinif – (1,2 $\div$ 2,5) MPa.

Qaz kəmərlərinin buraxma qabiliyyəti təzyiq və diametrdən asılı olaraq dəyişilir. Birxətli qaz kəməri üçün buraxma qabiliyyəti diametrdən asılı olaraq ildə 10 -50 mlrd.m^3 təşkil edir.

Layihələndirmənin texnoloji normalarına görə magistral neft və neft məhsulları kəmərlərini seçərkən diametr, təzyiq və buraxma qabiliyyətindən asılı olaraq cədvəl 1-də göstərilən asılılıqlardan istifadə olunması tövsiyyə olunur.

Cədvəl 1.

Neft və neft məhsulları kəmərlərinin optimal parametrləri

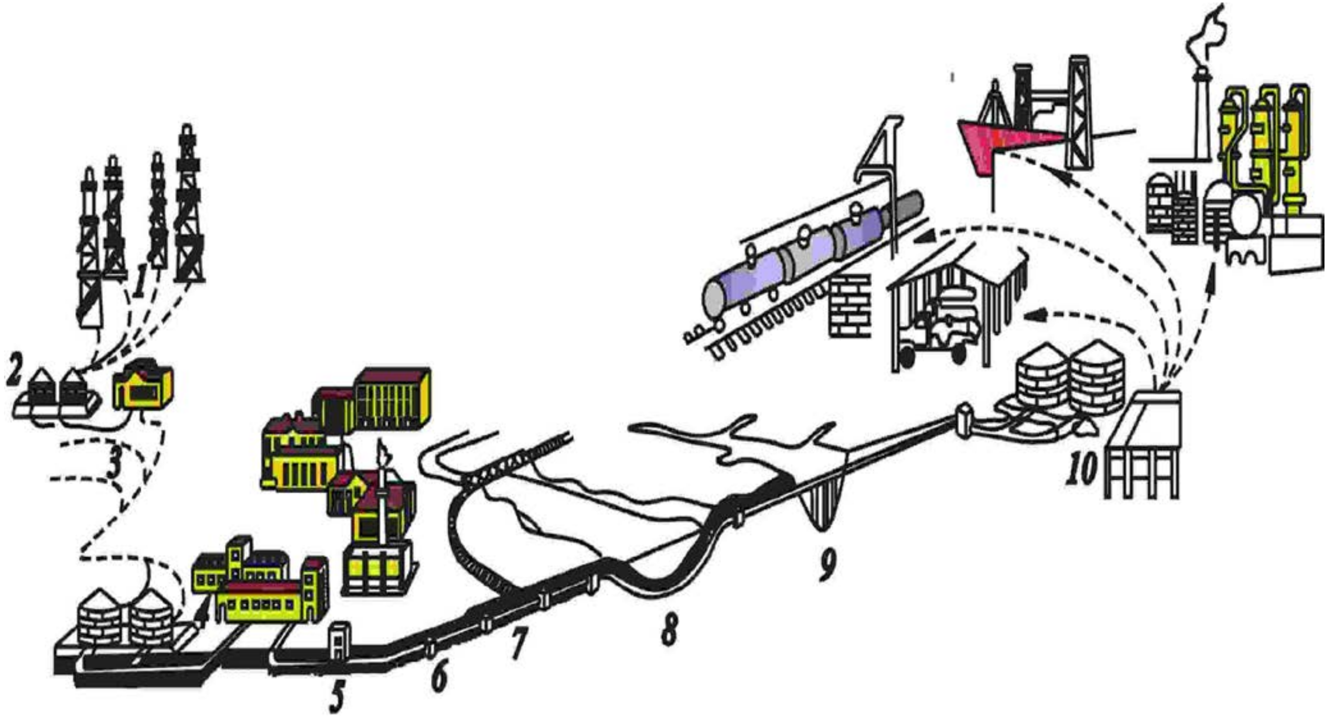
Neft kəmərləri			*Neft məhsulları kəmərləri*		
Xarici diametr, mm	***İşçi təzyiqi, MPa***	***Buraxma qabiliyyəti, mln.t/il***	***Xarici diametr, mm***	***İşçi təzyiqi, MPa***	***Buraxma qabiliyyəti,mln.t/il***
530	*5,4-6,5*	*6-8*	*219*	*9,010,0*	*0,7-0,9*
630	*5,2-6,2*	*10-12*	*273*	*7,8-8,5*	*1,3-1,6*

720	*5,0-6,0*	*14-18*	*325*	*6,5-7,5*	*1,8-2,3*
820	*4,8-5,8*	*22-26*	*377*	*5,5-6,5*	*2,5-3,2*
920	*4,6-5,6*	*32-36*	*426*	*5,5-6,5*	*3,5-4,8*
1020	*4,6-5,6*	*42-50*	*530*	*5,5-6,5*	*6,8-8,5*
1220	*4,4-5,4*	*70-78*			

Magistral boru kəmərlərinin tərkib hissələri

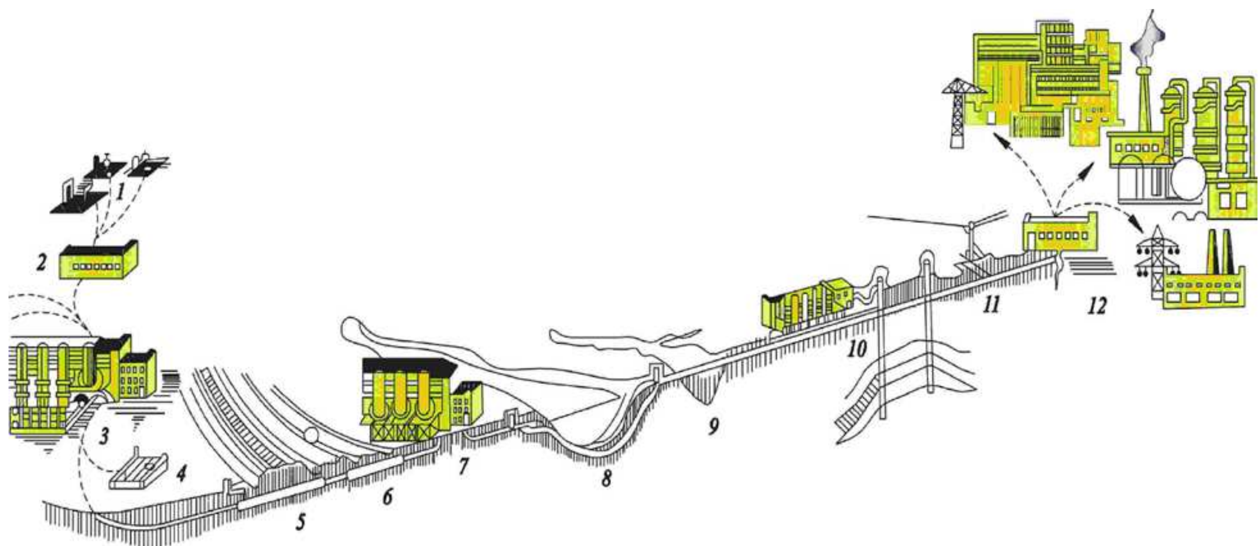
Magistral boru kəmərlərinin tərkib hissələrinə aşağıdakılar aiddir (şəkil 4 və 5):

- ***Xətti tikililər.*** Buraya boru xətləri, korroziyaya qarşı mühafizə sistemi, rabitə xətləri və s. aiddir;
- ***Nasos və istilik stansiyaları;***
- ***Neft (neft məhsulları) kəmərinin son məntəqələri və qazpaylayıcı stansiyalar (QPS).***



Şəkil 4. Magistral neft kəmərlərinin tərkib hissələri və sxemi

1-neft mədəni; 2-neft yığımı məntəqəsi; 3-texnoloji boru xətləri; 4-baş tikililər (çənlər, nasos stansiyası, elektrik stansiyası və s.); 5-ərsinlərin buraxılma qovşağı; 6-boru xəttində quyu; 7-dəmir yolu altından keçid; 8-çayın altından keçid; 9-kiçik çay və dərədən yerüstü keçid; 10-sonda paylayıcı məntəqə.



Şəkil 5. Magistral qaz kəmərlərinin tərkib hissələri və sxemi

1-qaz mədəni; 2-qaz yığımı məntəqəsi; 3-təmizləyici qurğuları olan baş kompressor stansiyası; 4-qaz paylayıcı stansiyaya boru xətti; 5 və 6-uyğun olaraq dəmir və şosse yollarından keçidlər; 7-aralıq kompressor stansiyası; 8 və 9-uyğun olaraq çay və yarğanlardan keçidlər; 10-yeraltı qaz anbarı; 11-katod mühafizəsi stansiyası; 12-sonda qazpaylayıcı stansiya

Bəzi hallarda magistral boru kəmərlərinin tərkibinə nefti və qazı mədənlərdən kəmərin baş tikintilərinə ötürən boru kəmərləri də daxil olur.

Magistral boru kəmərlərinin əsas elementləri kəmərin xətti hissəsini təşkil edən borulardır. Magistral boru kəmərləri üçün diametri 300-dən 1420 mm-ə kimi dəyişən şovlu və şovsuz borulardan istifadə olunur. Adətən, boru kəməri 0,8 m dərinliyində (yer səthindən borunun yuxarı hissəsinə qədər olmaqla) torpağa basdırılır. Daimi buzlaq və ya bataqlıq şəraitində çəkilən boru kəmərini dayaqlar və ya süni tökülülər üzərində quraşdırmaq olar.

Boruların divarının qalınlığı kəmərdə olan layihə təzyiqi nəzərə alınmaqla mexaniki hesablamaya əsasən müəyyən edilir. Əgər çəkilən qaz

kəmərləri (bəzi hallarda həmçinin neft kəmərləri) böyük çay hövzələrindən keçirsə, bu zaman kəmərlər xüsusi yüklər və ya beton örtüklə ağırlaşdırılaraq çayın dibinə yatırdılır. Bu zaman əsas kəmərlə yanaşı həmin diametrli ehtiyyat boru xətti də çəkilir. Dəmir yolu və böyük şosse yolları ilə kəsişən yerlərdə boru kəməri diametri kəmərin diametrindən 100-200 mm çox olan borudan keçirilir.

Bir qayda olaraq kəmərlərin trassına yaxın olan yaşayış məntəqələrinin neft məhsullarına və qaza olan tələbatını ödəmək üçün həmin kəmərlərdən kiçik diametrli atqı xətləri də çəkilir.

Trasın relyefindən asılı olaraq boru kəmərlərində hər 10-30 km-dən bir qəza və təmir işləri zamanı kəmər hissəsini sistemdən ayırmaq məqsədilə xətti kran və ya siyirtmələr quraşdırılır. Qaz kəmərlərində qəza zamanı xətti kranın hər iki tərəfindən qazı atmosferə buraxmaq üçün şamlar olur.

Dispetçer fəaliyyəti üçün kəmərin trassı boyu rabitə xətləri (telefon, radiorele) çəkilir ki, bundan da teleölçmə və teleidarə siqnallarını ötürmək üçün istifadə edilir. Boru kəmərlərində örtüklərlə yanaşı korroziyadan əlavə mühafizə məqsədilə tras boyu katod və drenaj stansiyaları, həmçinin protektorlar yerləşdirilir. Trass boyu 10-20 km-dən bir kəmərə nəzarət etmək üçün xətti patrul xidməti məntəqələri yerləşdirilir.

Nasos stansiyaları neft kəmərlərində 50-150 km, kompressor stansiyaları isə qaz kəmərlərində 100 -200 km intervalı ilə yerləşdirilir.

Nasos stansiyalarında əsas avadanlıq kimi mərkəzdənqaçma nasoslarından istifadə olunur. Hal-hazırda istifadə edilən magistral nasosların verimi (məhsuldarlığı) 12500 m^3/saat-a çatır. Neft kəmərinin başlanğıcında baş nasos stansiyası (BNS) yerləşir. Adətən BNS neft mədəninə yaxın yerləşdirilir və aralıq nasos stansiyalarından onunla fərqlənir ki, burada tutumu neft kəmərinin 2 -3 günlük buraxma qabiliyyətinə bərabər olan çənlər

parkı tikilir. Əsas avadanlıqlarla yanaşı hər nasos stansiyasında kompleks köməkçi avadanlıqlar da olur (trasformator yarım stansiyası, qazanxana, su təchizatı sistemi, kanalizasiya xətti, soyutma sistemləri və. s)

Əgər neft kəmərinin uzunluğu 800 km-dən çoxdursa, onda onu uzunluğu 400-800 km olan istismar hissələrinə bölürlər. İstismar hissələrinin sərhədlərində aralıq nasos stansiyaları, boru kəmərinin gündəlik buraxma qabiliyyətinin 0,3-1,5 mislinə bərabər tutumu olan çənlər parkına malik olmalıdır.

Çənlər parkı olan həm baş, həm də aralıq nasos stansiyaları əsas nasoslarla yanaşı köməkçi (basqıaltılı) nasoslarla da təchiz olunur.

Qaz kəmərlərinin kompressor stansiyaları porşenli və ya mərkəzdənqaçma kompressor qurğuları ilə təchiz olunur. Hal-hazırda bir qazvurucu kompressor qurğusunun gücü 25 MVt-a çatır. Adətən, mərkəzdənqaçma kompressor qurğuları qrup şəklində ardıcıl və ya paralel birləşdirilərək işləyir. Bir qurğunun verimi 50 mln. m^3/gün -ə, stansiyanın çıxışında təzyiq isə 10 MPa-a çata bilir. Qaz yataqlarının ilkin istismar dövründə (lay təzyiqi yüksək olduqda) magistral qaz kəməri baş kompressor stansiyasız da işləyə bilər. Bütün kompressor stansiyalarında nəql olunan təbii qaz mexaniki hissəciklərindən təmizlənməklə qurudulur, zəhərli qazlardan (kükürd və karbon qazları) təmizlənir və odarizasiya olunur.

Kompressor stansiyaları da nasos stansiyaları kimi köməkçi avadanlıqlara və sistemlərə (soyutma sistemi, qazanxana, elektrik təchizatı, kanalizasiya və. s) malik olur.

İstilik stansiyaları bir qayda olaraq yüksək özlülüklü və tez donan neft və neft məhsullarının nəqli zamanı boru kəmərlərində tikilir (hərdən nasos stansiyaları ilə birlikdə quraşdırılır).

Nəql olunan məhsulu qızdırmaq üçün buxar və ya od peçlərindən istifadə olunur.

İstilik itkilərini azaltmaq üçün bu cür kəmərlər istilik keçirməyən örtüklərlə təchiz oluna bilərlər.

Neft kəmərinin son məntəqəsi bir qayda olaraq ya neftayırma zavodunun xam neft parkı, ya aşırım neft bazasından (adətən dəniz terminalı) ibarət olur. Neft məhsulları kəmərlərinin son məntəqəsi isə aşırım və ya böyük paylayıcı neft bazası hesab edilir.

Magistral qaz kəməri qazı qazpaylayıcı stansiyalara və nəzarət-paylayıcı məntəqələrə verir, orada, istehlakçıya verilməzdən əvvəl qaz mexaniki hissəciklərdən, kondensat və nəmlikdən təmizlənir, keçən qazın həcmi ölçülür, təzyiqi aşağı salınır və odorizasiya edilir (əgər baş kompressor stansiyasında bunlar həyata keçirilməyibsə).

Yoxlama sualları

1. ***Azərbaycanda sənaye üsulu ilə neftin çıxarılması nə vaxta təsadüf edir?***
2. ***İlk neft kəməri nə vaxt və harada çəkilmişdir?***
3. ***Müstəqil Azərbaycanın yeni neft strategiyasının təməli kim tərəfindən və nə vaxt qoyulub?***
4. ***Azərbaycanın ixrac neft kəmərləri hansılardır?***
5. ***Əsas ixrac neft və qaz kəmərləri nə zaman istismara verilib?***
6. ***Boru kəmərləri ilə nəql üsulunun müsbət cəhətləri hansılardır?***
7. ***Hansı kəmərlər magistral kəmərlər hesab edilir?***
8. ***Magistral neft və qaz kəmərlərinin hansı tərkib hissələri vardır?***

ƏDƏBİYYAT SİYAHISI

1. Mirzəcəlilzadə A., Qurbanov R.S., Əhmədov Z.M. «Hidravlika»: Ali texniki məktəb və fakültələr üçün dərslik, Bakı, «Maarif» nəşriyyatı, 1990, 280 s.

2. Мирзаджанзаже А.Х. «Парадоксы нефтяной физики». Баку, Азернешр, 1981.

3. Алиев Р.А. Белоусов Б.Д., Немудов А.Г. и др. «Трубопроводный транспорт нефти и газа». Учебник для вузов. М.:Недра, 1988, 368 с.

4. Нечваль М.В., Новоселов В.Ф., Тугунов П.И. «Последовательная перекачка нефтей и нефтепродуктов по магистральным трубопроводам». М.:Недра, 1976, 158 с.

5. Бунчук Б.А. «Транспорт и хранение нефти, нефтепродуктов и газа». М.:Недра, 1977, 366 с.

6. Новоселов В.Ф., Гольянов А.И., Муфтахов Е.М. «Типовые расчеты при проектировании и эксплуатации газопроводов» М.:Недра, 1982, 136 с.

7. Лутошкин Г.С. «Сбор и подготовка нефти, газа и воды». М.:Недра, 1983, 224 с.

8. Галеев В.Б., Карпачев М.З., Харламенко В.И. «Магистральные нефтепродуктопроводы». М.:Недра, 1988, 926 с.

9. Новоселов В.Ф., Коршак А.А. «Трубопроводный транспорт нефти и газа». Перекачка вязких и застывающих нефтей. Специальные методы перекачки. Уфа, 1988,108 с.

M Ü N D Ə R İ C A T

Səh

1-ci FƏSİL

MAYELƏRİN REOFİZİKİ XÜSUSİYYƏTLƏRİ VƏ BORU HİDRAVLİKASININ ELEMENTLƏRİ

Neft-mədən praktikasında neftin texnoloji boru kəmərləri ilə yığılması və magistral kəmərlərlə nəqli zamanı texnoloji proseslərdə müxtəlif reofiziki xüsusiyyətə malik olan mayelərin, həmçinin onların məhlullarının (o cümlədən, qumlu, gilli, sulu və s.) mürəkkəb relyefli və termobarik şəraitdə strukturu tam məlum olmayan hərəkətlərinə tez-tez rast gəlinir. Digər tərəfdən bu sistemlərin, həmçinin neft məhsulları və maye qazların boru kəməri ilə nəqli zamanı texnoloji proseslərin səmərəli idarə olunması hidrodinamiki məsələlərin həlli ilə sıx bağlıdır.

Qeyd olunanları və ümumiyyətlə, «Neftin, qazın boru kəməri ilə nəqli» fənninin «Reologiya» və «Hidravlika» kursları ilə sıx bağlı olduğunu nəzərə alaraq bu fəsildə qısa şəkildə mayelərin reofiziki xüsusiyyətləri və boru hidravlikasının bəzi elementlərinə baxılmışdır.

1.1. Mayelər haqqında ümumi məlumat

Məlumdur ki, təbiətdə mövcud olan bütün cisimlər onları təşkil edən hissəciklər arasındakı qarşılıqlı təsir və atom-malekulyar quruluş, tərkib və termobarik şəraitdən asılı olaraq bərk, maye, qaz və ya plazma halında mövcud olurlar.

Yüksək temperatur, aşağı təzyiqlərdə mayelərin xassəsi qazın, aşağı temperatur və yüksək təzyiqlərdə isə bərk cismin xassəsinə yaxınlaşır. Mayelərə nisbətən qazların malekulları arasındakı məsafə böyük, qüvvə isə kiçik olur. Buna görə də mayelər qazlara nisbətən qüvvənin təsiri ilə az sıxılır. Mayelər axıcılıq qabiliyyətinə malik olduğu üçün yerləşdiyi qabın formasını alır və bu səbəbdən də onlar bərk cisimlərdən fərqlənir, qazlara oxşayır.

Neft-qazçıxarmada, eləcə də karbohidrogenlərin nəqli proseslərində iştirak edən sistemlər (mühitlər) homogen və ya heterogen, bir və ya çoxfazalı, həmçinin bir və ya çoxkomponentli ola bilərlər.

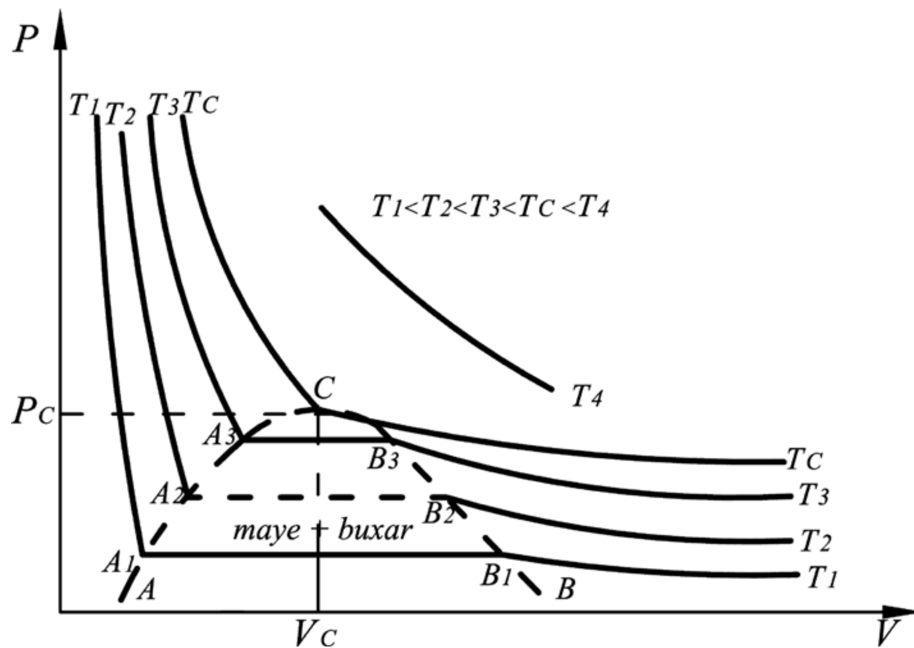
Homogen sistemlərə bütün nöqtələrində eyni xassəyə malik olan bircinsli sistemlər aid edilir. Su, stabilləşmiş neftlər, ayrı-ayrı neft məhsulları və s. bircinsli, yəni homogen sistemlərə aid edilə bilər. Praktiki hesabalamalar zamanı doyma təzyiqindən yuxarı təzyiqdə olan qazlı neftləri də homogen sistemlərə aid etmək olar. Heterogen sistemlər bircins olmayan, çoxfazalı sistemlər hesab edilir. Məsələn, qazlaşdırılmış maye iki fazalı heterogen sistem hesab edilir, hansında ki, bir faza mayedən (su, neft və s.), 2-ci faza isə qazdan (hava, təbii qaz və s.) təşkil olunur. Bu cür sistemlərdə bir və ya bir neçə reofiziki parametrlər həcmin bir nöqtəsindən digərinə keçid zamanı sıçrayışla dəyişə bilirlər. Məsələn, qaz-maye sistemlərində mövcud olan struktur formalarının sərhəddini keçdikdə sıxlığın ani və kəskin dəyişməsi baş verə bilər.

Heterogen sistemlər 3 və daha çox fazalı da ola bilərlər. Məsələn, neft-qaz-su və neft-qaz-su-mexaniki süxur hissəcikləri qarışıqlarından ibarət olan sistemlər uyğun olaraq 3 və 4 fazalı heterogen sistemlər hesab edilir. Qeyd etmək yerinə düşərdi ki, aqreqat halı ilə faza anlayışını bir-biri ilə qarışdırmaq olmaz. Belə ki, müxtəlif rəngli və bir-birində qarışmayan mayelər bir aqreqat halında (maye) olsalar da, müxtəlif xassəyə (rəngə) malik olan ayrı-ayrı fazalardan təşkil olunur.

Faza və komponent anlayışlarını da eyniləşdirmək olmaz. Məsələn, təbii qaz çoxlu sayda ayrı-ayrı qaz komponentlərinin qarışığından ibarət olmasına baxmayaraq, bir fazalı hesab edilir. Sistemdə neçə komponent mövcuddursa, o sayda da kimyəvi elementlər və ya onların birləşmələri olur. Qaz-neft qarışığının nəqli zamanı təzyiqdən asılı olaraq ola bilər ki, bütün qazın hamısı malekulyar səviyyədə həll olsun və bu zaman neft homogen və xassəsinə görə bircinsli hesab edilməsinə baxmayaraq, tərkibində qaz komponentləri olduğu üçün, həm də çoxkomponentli sistem olacaqdır. Bu cür sistemin boru kəmərində hərəkəti zamanı təzyiqin düşməsi sayəsində həll olan qaz ayrılmağa başlayır və nəticədə sistem çoxkomponentli

olmaqla yenidən iki fazalı heterogen vəziyyətə keçir. Praktikada tətbiq edilən və rast gəlinən sistemlər bircinsli olmaqla çoxkomponentli və əksinə, birkomponentli olmaqla çox fazalı da ola bilərlər.

Maye və qazların temperatur, təzyiq və həcmindən asılı olaraq fazalar nisbəti PVT faza koordinantları ($P-$ təzyiq, $V-$həcm, $T-$temperatur) ilə əlaqələnmiş əyrilərlə ifadə edilir. Lakin bu əyrilər çox mürəkkəb olduğuna görə daha sadə qrafiklərdən, məsələn, sabit həcm üçün $P-T$, sabit temperatur üçün $P-V$ əyrilərindən istifadə edilir (şəkil 1.1).



Şəkil 1.1. P, V və T arasında asılılıq qrafikləri

Birkomponentli sistemdə həcm, təzyiq və temperatur arasındakı ($V-P-T$) termodinamik asılılığı göstərilən əyrilərlə izah edək.

AC xətti qaynama nöqtələrinin həndəsi yeridir: doymuş maye xətti adlanır. CB xətti isə kondensasiyanın başlanmasını göstərir (şeh nöqtələrinin həndəsi yeri). AC xəttindən sola yalnız maye, CB xəttindən sağa isə yalnız qaz fazası mövcud olur. ACB əyrisinin daxilində həm maye, həm də qaz fazası mövcuddur. Əgər temperaturu sabit saxlasaq, qaz fazasında təzyiqin azacıq artması onun həcminin çox azalmasına səbəb olar. Bu vəziyyət tədqiq etdiyimiz fərdi maddənin qaz halından maye halına keçməsi başlanana (CB) qədər davam edəcəkdir. Həmin andan

başlayaraq tədricən qazın kondensləşməsi təzyiqin sabit qiymətində onun həcminin azalmasına səbəb olacaqdır. Bu hal bütün qaz fazasının maye fazasına çevrilməsinə qədər (AC) davam edəcəkdir. Şeh nöqtəsindən doymuş nöqtəyə keçiddə təzyiqin sabit-
liyi birkomponentli sistem üçün əsas şərtdir.

Hər hansı bir komponentli qazın təzyiqini verilmiş temperaturda artırsaq, onu mayeyə çevirmək olar. Lakin bu proses müəyyən temperatura qədər davam edə bilər. Çünki bu temperaturdan yuxarı temperaturda qazın təzyiqinin nə qədər artırılmasından asılı olmayaraq onu mayeyə çevirmək mümkün olmur. Həmin temperatur ***böhran temperaturu***, ona uyğun təzyiq ***böhran təzyiqi*** adlanır.

Böhran (C) nöqtəsinin əsas əlaməti ondan ibarətdir ki, həmin temperaturda maye və qaz fazalarının xassələri eyni olduğundan onlar arasında sərhəd itir.

Təbiətdə rast gəlinən bütün real mayelər bu və ya digər dərəcədə təzyiqdən sıxılmaq, temperaturdan genişlənmək və dartılmaya müqavimət göstərmək xüsusiyyətləri ilə xarakterizə olunurlar. Mayelər üçün bu göstəricilər, həddindən kiçik olduğu üçün adətən, praktiki hesabatlarda nəzərə alınmır.

Mayelərin əsas xüsusiyyətlərindən biri onların sürüşməyə müqaviməti– axıcılıq qabiliyyəti, başqa sözlə özlülüyüdür.

Mayelərin, o cümlədən, yuxarıda qeyd olunan çoxkomponentli və bircinsli olmayan sistemlərin müxtəlif texnoloji proseslərdə və boru hidravlikasında müşahidə olunan halı və özlərini necə biruzə verməsi onların reofiziki xassələri ilə birbaşa bağlıdır. Odur ki, boru hidravlikasının elementlərinə keçməzdən əvvəl qısa da olsa mayelərin əsas reofiziki xüsusiyyətlərinə nəzər salaq. Lakin ilk öncə neft haqqında.

1.2. *Neft, onun tərkibi və təsnifatı haqqında*

Neft karbohidrogenlərdən təşkil olunmuş üzvi birləşmədir. Neftin tərkibində karbon və hidrogendən başqa kükürd, oksigen, azot və başqa elementlərə də rast gəlinir.

Tərkibində kükürdlü birləşmələrin olması xam neftin keyfiyyətinə pis təsir göstərməklə yanaşı onun nəqli və saxlanması zamanı sistemdə korroziya prosesini gücləndirir. Bir çox neftlərin tərkibində hidrogen-sulfid, çoxlu miqdarda qətran, parafin və asfaltenlər kimi yüksək malekullu birləşmələr olur ki, bu da neftin reofiziki xüsusiyyətlərinə əhəmiyyətli dərəcədə təsir edir.

Neftlər, tərkibində üzvi birləşmələrin olmasına görə aşağıdakı üç qrupa bölünür:

1. Parafinli karbohidrogenlər. Bu tip birləşmələr tərkibində metan sırası olan (doymuş) karbohidrogenlər (C_nH_{2n+2}) ilə təyin edilir və bu birləşmələr kimyəvi cəhətdən daha dayanıqlı olur.

2. Naftenli karbohidrogenlər. Bu cür neftlər doymamış (C_nH_{2n}) sıralı-naften əsaslı karbohidrogenlər hesab edilir.

3. Aromatik karbohidrogenlər. Bu neftlərin tərkibi C_nH_n ifadəsi ilə təyin edilən aromatik birləşmələrdir. Bu neftlər kimyəvi aktiv olmaqla tez oksidləşir və parafinli, naftenli neftlərə nisbətən az rast gəlinir.

Neftin fraksiyaları qaynama temperaturu 150-200 ^{0}S olan benzindən, 150-300 ^{0}S olan kerosindən, 300-400 ^{0}S olan solyardan, 400^{0}S-dən yuxarı temperaturda qaynayan hissəsi isə yağlardan ibarətdir.

Doymuş karbohidrogenlərlə və benzin fraksiyası ilə zəngin olan neftlər kiçik özlülüklü, tərkibində qaz olmayan və ya az həll olan, həmçinin qətranlı, parafinli neftlər isə nisbətən böyük özlülüklü neftlər hesab edilir.

Xam neft emal olunaraq ondan neft məhsulları alınır. Təsnifata görə onlar açıq (müxtəlif markalı benzinlər, dizel yanacağı və s.) və tünd (müxtəlif yağlar, mazut və

s.) neft məhsullarına aid edilir. Buna baxmayaraq neft məhsullarını da, neftlərdə olduğu kimi, əsas fərqləndirən amillər onların reofiziki xüsusiyyətləridir.

1.3. Mayelərin sıxlığı və xüsusi çəkisi

Sıxlıq anlayışı mayenin əsas dinamiki göstəricisi olmaqla kütləsinin həcmdə paylanmasını ifadə edir. Bircinsli mayenin sıxlığı (ρ) onun kütləsinin (m) həcminə (V) olan nisbəti başqa sözlə vahid maye həcminin kütləsidir:

$$\rho = \frac{m}{V}$$

Sıxlığın ölçü vahidi $\frac{kq}{m^3}$ (və ya $\frac{q}{sm^3}, \frac{t}{m^3}$) ifadə olunur. Civə istisna olmaqla adi mayelərin sıxlıqları suyun sıxlığına yaxındır və təzyiq, temperaturdan asılı olaraq çox az dəyişir (cədvəl 1.1).

Cədvəl 1.1

Bəzi mayelərin sıxlığı (atmosfer təzyiqində)

Maye	***Temperatur, t, °S***	***Sıxlıq*** $\rho_1 \frac{kq}{m^3}$	***Maye***	***Temperatur t, °S***	***Sıxlıq*** $\rho_1 \frac{kq}{m^3}$
Su	*15*	*1000*	***Benzin***	*15*	*680 -780*
Civə	*15*	*13560*	***Benzol***	*0*	*900*
Kerosin	*15*	*790-820*	***Aseton***	*20*	*790*
			Neft	*20*	*730 -1060*

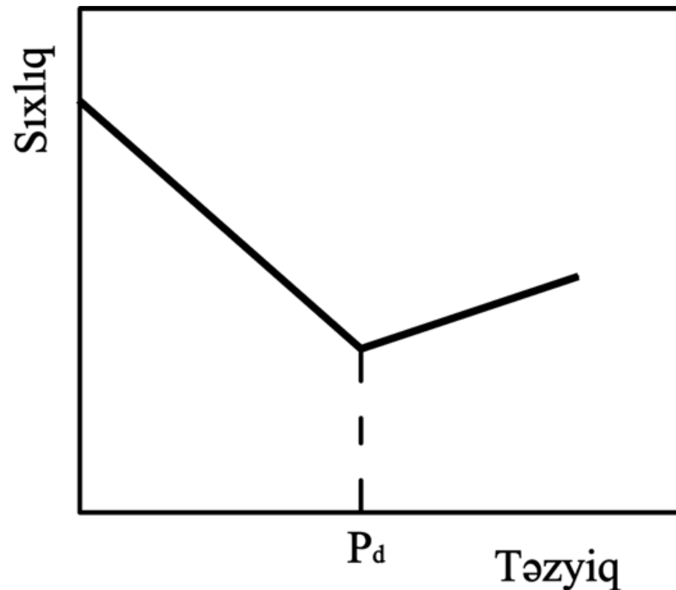
Bir qayda olaraq temperaturun artması ilə sudan başqa bütün mayelərin sıxlığı azalır. Suyun maksimal sıxlığı 4°S-ə uyğun gəlir və qalan temperaturlarda kiçilir.

Təzyiq çoxaldıqca mayelərin sıxlığı az da olsa artır.

Neftlərin atmosfer şəraitində sıxlığı 730-1060 $\frac{kq}{m^3}$ arasında dəyişir. Neftdə həll olmuş qazlar onun sıxlığına müxtəlif təsir göstərir. Məsələn, neftdə metan, propan və etilen qazları həll olarsa, təzyiq artdıqca onun sıxlığı azalır, azot və ya karbon qazı həll olarsa, əksinə artır. Qazlı neftlərin sıxlığının təzyiqdən asılı olaraq dəyişməsi qazın neftdə doyma təzyiqindən (P_d) çox asılıdır. Belə ki, əgər sıxlıq doyma təzyiqinə qədər təzyiqdən asılı olaraq azalarsa, doyma təzyiqindən yuxarı təzyiqlərdə sonuncunun artması ilə artır (şəkil 1.2).

Neft və neft məhsullarının atmosfer təzyiqində ölçülmüş sıxlığını başqa temperaturlara çevirmək üçün D.İ. Mendeleyev aşağıdakı düsturu vermişdir:

$$\rho_t = \frac{\rho_{20}}{1+\beta_t(t-20)} ,$$



Şəkil 1.2. Neftin sıxlığının doyma təzyiqindən aşağı və yuxarı təzyiqlərdə dəyişməsi

harada ki, ρ_t, ρ_{20} -uyğun olaraq t və 20°S temperaturlarında neft və ya neft məhsullarının sıxlığı; β_t - temperaturdan genişlənmə əmsalıdır.

Mayenin sıxlığı məlumdursa, onda onun xüsusi çəkisi $\gamma = \rho \cdot g$ ifadəsi ilə müəyyən edilir (g-sərbəst düşmə təcilidir). Xüsusi çəki mayenin vahid həcminin çəkisi olmaqla $\frac{N}{m^3}$ (və ya $\frac{kq}{m^2 \cdot s^2}$) ilə ölçülür.

1.4. Mayelərin sıxılması və genişlənməsi

Mayelərin təzyiqdən sıxılması ***həcmi sıxılma əmsalı (*** β_υ***)*** ilə xarakterizə olunur və təzyiqin 1 Pa dəyişməsi zamanı maye həcminin nisbi dəyişməsini göstərir.

$$\beta_v = -\frac{1}{V}\frac{dV}{dP}$$

Mənfi işarəsi təzyiqin çoxalması ilə həcmin azalmasını göstərir. Həcmi sıxılma əmsalının ölçü vahidi $\frac{1}{Pa}$ ilə ifadə olunur. Nəzərə alsaq ki, β_v həmçinin təzyiqin dəyişməsi ilə həm də sıxlığın dəyişməsini ifadə edir, onda $\beta_c = \frac{1}{\rho}\frac{d\rho}{dP}$ yaza bilərik. Bəzi mayelər üçün həcmi sıxılma əmsalının qiyməti cədvəl 1.2-də verilmişdir.

Cədvəl 1.2

Bəzi mayelər üçün həcmi sıxılma əmsalı ($P \leq 50MPa$***)***

Maye	$\beta_v \cdot 10^{-10}$, P_a^{-1}	*Maye*	$\beta_v \cdot 10^{10}$, P_a^{-1}
Su	*4,75*	***Civə***	*0,30*
Neft	*7,40*	***Benzin***	*9,20*
Efir	*11,00*	***Qliserin***	*2,50*

Həcmi sıxılma əmsalının tərs qiyməti mayenin ***həcmi elastiklik modulu*** (E_m) adlanır ($E_m = \frac{1}{\beta_v}$). Qeyd etmək lazımdır ki, mayelərin, o cümlədən neftlərin elastiklik modulu E_m təzyiq və temperaturdan asılı olduğu üçün onlar Huk qanununa tam tabe olmur. Su üçün həcmi elastiklik modulunun temperaturdan asılı olaraq dəyişməsi cədvəl 1.3 - də göstərilmişdir.

Cədvəl 1.3

Su üçün həcmi elastiklik modulu

Temperatur, °C	*0*	*10*	*20*	*30*
E_m, *MPa*	*1950*	*2030*	*2110*	*2150*

Elastiklik modulu T=273K-də yağlar üçün 1350-1750, benzin və kerosin üçün 1300, gil məhlulu üçün isə 2500 MPa təşkil edir. Su çox az sıxılır. Belə ki, təzyiqi 1 atm-a qədər artırdıqda suyun həcmi əvvəlki həcminin 1/20000 hissəsi qədər azalır. Polada nisbətən bu 100 dəfə çox sıxılma deməkdir. Suyun çox az sıxılmasına baxmayaraq həcmin böyük olması hesabına neft yataqlarının istismarı zamanı milyonlarla ton neft alınır. Layda təzyiq düşdükcə sıxılmış su özünü elastik yay kimi aparmaqla nefti quyu dibinə itələyir və onun çıxarılmasına kömək edir. Hesablamalar göstərir ki, su tam sıxılmayan olsa idi, onda okeanlarda onun səviyyəsi 30 m-ə qədər qalxardı.

Neftin həcmi sıxılma əmsalı neftdə qazın olub-olmamasından da asılıdır. Tərkibində qaz olmayan neftin həcmi sıxılma əmsalı kiçik ($4\text{-}7\cdot 10^{-10}$ 1/Pa), yüngül neftlər üçün bu əmsal nisbətən böyük ($1{,}4\cdot 10^{-8}\cdot 1/Pa$) olur.

«Neftin, qazın boru kəməri ilə nəqli» kursunda praktiki məsələlərin əksəriyyətinin həlli zamanı mayeni sıxılmayan qəbul etmək olar. Lakin mayenin reoloji xüsusiyyətindən və texnoloji prosesin xarakterindən asılı olaraq elə hallar da təsadüf edilə bilər ki, orada mayenin sıxılmasının nəzərə alınması yeni effektlərin aşkara çıxarılmasına imkan verər, (məsələn, hidravliki zərbə).

$C=\sqrt{\dfrac{E_m}{\rho}}$ - həcmi çox böyük olan bircinsli mayedə, yaxud həcmi sərt divarla hüdudlanan mayedə səsin yayılma sürətidir. Onda

$$d\rho=\frac{dP}{C^2} \quad \text{və ya} \quad C=\sqrt{\frac{dP}{d\rho}}$$

Əgər mayenin sıxılmayan olduğunu qəbul etsək, $\rho=const,\ d_\rho=0,\ C=\infty$ olar.

Deməli, böyük həcmli mayelərdə və təzyiqin bir anda dəyişə bildiyi keçid proseslərində $C=\infty$ götürülməsi böyük xətalara gətirib çıxara bilər.

Mayelərin temperaturun təsiri ilə öz həcmini dəyişdirməsi ***temperatur genişlənməsi əmsalı*** β_T ilə xarakterizə olunur. Bu əmsal temperatur 1°C artdıqda maye həcminin nisbi genişlənməsini xarakterizə edir və aşağıdakı kimi təyin edilir:

$$\beta_T = \frac{1}{V}\frac{dV}{dT}$$

Temperatur genişlənməsi əmsalı β_T, $\frac{1}{^0S}$ ilə ölçülür, əksər mayelər üçün təzyiq artdıqda β_T azalır. Sıxılmayan mayelər üçün bu əmsal çox kiçik qiymətə malik olur. Məsələn, su üçün 1 atm. təzyiqdə (10-20) °S temperatur intervalında $\beta_T = 5\cdot 10^{-5} 1/^0S$, 100 atm-də isə $\beta_T = 16{,}5\cdot 10^{-5} 1/^0S$ təşkil edir. Bəzi mayelər üçün β_T-nin qiymətləri cədvəl 1.4-də verilmişdir.

Cədvəl 1.4

Mayelər üçün temperatur genişlənməsi əmsalı

Mayelər	β_T, $1/^0S$	***Mayelər***	β_T, $1/^0S$
Su	*0,00015*	***Neft***	*0,00060*
Qliserin	*0,00050*	***Civə***	*0,00018*
Spirt	*0,00110*	***Yağ***	*0,00080*

β_T əmsalı neftdə həll olmuş qazın miqdarından və təzyiqdən, demək olar ki, asılı deyildir. Ona görə də hesablamalarda qazsızlaşdırılmış neftin normal şəraitdəki tempertur genişlənmsi əmsalından istifadə edilir.

Neft məhsullarının sıxlığı 920-dən 700 kq/m^3-ə qədər azaldıqda temperatur genişlənməsi əmsalı 0,00060-dan 0,00082 1/°S-ə qədər artır. Qeyd etmək lazımdır ki, β_T-nin qiymətləri çox kiçik olduğu üçün hidravliki hesablamalar zamanı temperatur genişlənməsi adətən, nəzərə alınmır.

1.5. Neftlərdə qazın həll olması. Doyma təzyiqi

Bütün mayelər kimi, neftlər də özündə müxtəlif miqdarda qaz həll edir. Qazın mayedə həll olması və yaxud mayenin qazla doyması həll olma əmsalı (α) ilə xarakterizə olunur. ***Həll olma əmsalı*** təzyiqin vahid qiymətində vahid həcmdə neftdə həll olmuş qazın miqdarını göstərir.

Təzyiqin kiçik qiymətləri üçün Henri qanununa əsasən həll olmuş qazın miqdarı aşağıdakı ifadədən tapıla bilər:

$$V_q = \alpha \, P \, V_M$$

burada P -təzyiq, V_M, V_r -mayenin və onda həll olmuş qazın həcmidir (həll olmuş qazın miqdarı maye və qazın tərkibindən, eyni zamanda temperatur və təzyiqdən asılıdır).

Neftdə ən pis həll olan qaz azotdur. Sabit temperatur şəraitində təzyiqin artması ilə mayedə qazın həll olma prosesi, azalması ilə qazın ayrılma prosesi baş verir ki, buna da ***deqazasiya*** deyilir.

Neftqazçıxarmada yüksək təzyiq və temperatur şəraitində neftlərdə qazın həllolma və ayrılma proseslərinə çox təsadüf edilir. Neft-mədən təcrübəsindən qazlı mayelər sistemi və onların tətbiqi çox geniş yayılıb. Ümumiyyətlə, neftin istehsalından tutmuş, hazırlanması və nəqli zamanı çox az texnoloji proseslər tapılar ki, orada bu və ya digər formada qazlı maye sistemlərinə rast gəlinməsin.

Xəzər dənizinin Azərbaycan sektorunda istismarda olan sualtı boru kəmərlərində bir çox hallarda quyu məhsullarının yığımı birgə aparıldığı üçün qazlı neftlərin hərəkətinin müxtəlif struktur formaları tez-tez müşahidə olunur.

Neftin tərkibində parafinli karbohidrogenlərin miqdarı artdıqca həll olan qazın miqdarı artır. Aromatik karbohidrogenlər çoxaldıqca isə əksinə qazın həll olması azalır.

Qazın neftdə həll olmasını xarakterizə edən ən mühüm parametr doyma təzyiqidir (P_d). Doyma təzyiqi qaz -maye qarışığında ilk qaz qabarcığının ayrılmasına uyğun gələn və ya qazın neftdə daha həll ola bilmədiyi təzyiqdir. Təzyiq $P > P_d$ olduqda sistem birfazalı-homogen maye, $P < P_d$ olduqda isə ikifazalı (sərbəst qaz və maye) yəni, heterogen qəbul edilir.

Doyma təzyiqi termodinamiki cəhətdən birfazalı müvazinətli sistemin iki fazalı sistemə keçid təzyiqidir. Sistemdə sərbəst qaz fazasının yaranması, onun termik və qazohidrodinamik xassələrinə, texnoloji proseslərin səmərəliliyinə xeyli təsir edir. Bu baxımdan doyma təzyiqi anlayışı və onun düzgün təyin olunmasının əhəmiyyəti böyükdür.

1.6. Mayelərin buxarlanması, qaynaması. Doymuş buxar elastikliyi

Maye molekullarının buxara keçməsi-***buxarlanma***, buxar molekullarının mayeyə keçməsi isə-***kondensasiya hadisəsi*** adlanır. Maye öz buxarı ilə müvazinət vəziyyətində ola bilər. Əgər maye uzun müddət qapalı qabda saxlanılsa belə müvazinət öz-özünə yaranır. Yəni, zaman keçdikcə mayedən buxara keçən molekulların sayı buxardan mayeyə keçən molekulların sayına bərabər olur.

Bu zaman buxar doyur və verilmiş temperatura uyğun yaranan təzyiq ***doymuş buxar elastikliyi*** adlanır. Temperatur artdıqca doymuş buxar elastikliyinin qiyməti də artır. Müxtəlif mayelər üçün buxar elastikliyi müxtəlif olur (cədvəl 1.5.).

Verilmiş temperaturda təzyiqin qiyməti doymuş buxar elastikliyindən kiçik olarsa, mayedə öz buxarı və ya həll olan qaz ilə doymuş qabarcıqlar

Cədvəl 1.5

Müxtəlif mayelər üçün buxar elastikliyi (Pa ilə)

Maye	***Mayenin temperaturu, °C***					
	0	***20***	***40***	***60***	***80***	***100***

Su	*613*	*2332*	*7350*	*19894*	*47334*	*101325*
Yüngül neft	*3430*	*7840*	*13720*	*37240*	*85260*	-
Benzin	*6468*	*10682*	*22538*	-	-	-
Qazma məhlulu	-	*3136*	*8320*	-	-	-

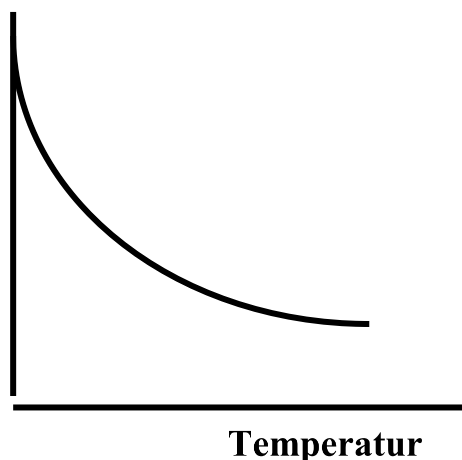
əmələ gəlir və onlar mayedən çıxır.

Bu hadisə ***«soyuq» qaynama*** adlanır. Deməli, belə çıxır ki, qaynama o zaman baş verir ki, maye olan qalın divarlarında tutulub saxlanılmış (ilişib qalan) və ya mayedə həll olmuş qazın ayrılması nəticəsində qabarcıqlar yaransın. Bu səbəbdən əgər həll olmuş və ya həll olmamış qaz mayedən tamamilə çıxarılarsa, onda mayedə verilmiş təzyiqdə qaynama, hətta qaynama temperaturundan böyük temperaturlarda da baş vermir. Qaynama temperaturuna həll olmuş qazla yanaşı digər mexaniki qarışıqların da təsiri böyükdür. Müəyyən olunmuşdur ki, tərkibində asılı vəziyyətdə hissəciklər olan mayelər termodinamik baxımdan dayanıqsız sistemlər hesab edilir. Məsələn, suyun tərkibində olan hissəciklər qaynama agenti rolunu oynayaraq başqa hala keçmə mərkəzinə, soyuma zamanı isə həmin hissəciklər kristallaşma mərkəzinə çevrilirlər.

Neftlərin, neft məhsullarının və maye qazların boru kəmərləri ilə nəqli təcrübəsində nəql sistemlərinin ayrı-ayrı yerlərində təzyiqin doymuş buxar elastikliyindən aşağı düşməsi nəticəsində, axının həmin yerində mayenin qaynamasına səbəb olur ki, buna da ***kavitasiya hadisəsi*** deyilir. Zərərli kavitasiya hadisəsinə boru hidravlikasının elementlərinin şərhi zamanı bir daha toxunulacaqdır. Onu da qeyd etmək lazımdır ki, aşağı təzyiqlərdə qaynama (soyuq qaynama) hadisəsindən kimya, metallurgiya, yeyinti sənaye sahələrində, texnikada geniş miqyasda istifadə olunur.

1.7. Mayelərin özlülüyü və onların reoloji xassələrinə görə təsnifatı

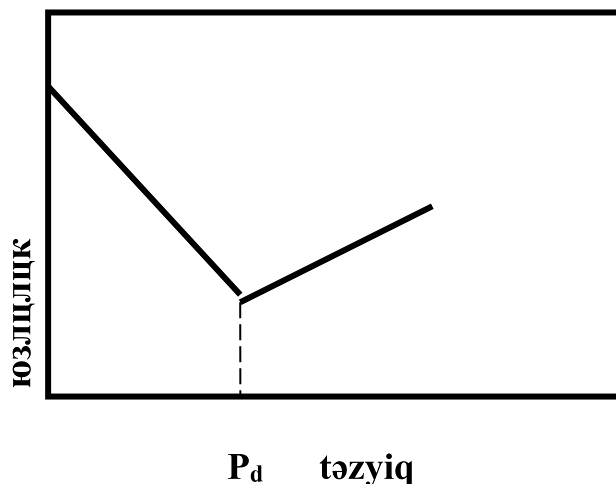
Mayelərin ən əsas reoloji parametri olan ***özlülük*** mayenin axıcılıq qabiliyyətini xarakterizə edir. Özlülük çoxaldıqca mayenin axıcılıq qabiliyyəti pisləşir, başqa sözlə, hidravliki müqaviməti çoxalır, boru kəmərlərində nəqli zamanı sürtünməyə sərf olunan təzyiq (enerji) itkisi artır. Özlülüyə ən çox təsir edən amil temperaturdur. Temperatur artdıqca mayelərin özlülüyü azalır (şəkil 1.3).



Şəkil 1.3. Özlülüyün temperaturdan asılılığı (viskoqram)

Temperaturun özlülüyə olan təsirinə əsasən yüksək özlülüklü neftlərin, neft məhsullarının (mazutun) boru kəmərləri ilə nəqlini qızdırma üsulu ilə həyata keçirirlər.

Təzyiqin çoxalması ilə özlülüyün azalması müşahidə olunur. Lakin bu haldoyma təzyiqinə (P_d) qədər davam edir. Doyma təzyiqindən başlayaraq təzyiqin artması neftin özlülüyünü artırır (şəkil 1.4).



Şəkil 1.4. Qazlı neftlər üçün özlülüyün təzyiqdən asılı olaraq dəyişməsi

Onu da qeyd etmək lazımdır ki, müxtəlif qazlar neftin özlülüyünə müxtəlif cür təsir edir. Məsələn, həll olan karbohidrogen qazlarının molekulyar çəkisi artdıqca neftin özlülüyü də azalır. Azotun neftdə həll olması isə neftin özlülüyünü artırır.

Mayelərin özlülüyü təzyiq və onlarda həll olan qazın miqdarından da asılı olaraq xeyli dəyişilir. Məsələn, qazın neftdə həll olması onun özlülüyünü dəfələrlə aşağı sala bilir (şəkil 1.4).

Mayelərin özlülükləri onların axma əyriləri ilə xarakterizə olunur. Axma əyriləri $[\tau = \mu\ (\dot{\gamma})]$ sürüşmə gərginliyinin (τ) sürüşmə sürətinin qradiyentindən $(\dot{\gamma} = \frac{d\upsilon}{dr})$ asılılığını ifadə edən əyrilər hesab edilir. Burada

μ -mütənasiblik əmsalı və ya mayelərin ***dinamiki özlülüyüdür.***

Dinamiki özlülüyün (μ) ölçü vahidi Pz (puazdır) $(1P_z = \frac{q}{sm \cdot s})$ və ya $Pa \cdot s$.

$1\ Pa \cdot s = 10Pz$

Mayelərin özlülüyün temperaturdan fərqli olaraq təzyiqdən asılılığı çox az dəyişilir. Ona görə də aparılan hesablamalarda, adətən, təzyiqin özlülüyə təsiri nəzərə alınmır.

Dinamik özlülükdən əlavə kinematik özlülükdən də istifadə olunur. Mayelərin ***kinematik özlülüyü*** (ν) $\nu = \mu / \rho$ ifadəsinə əsasən tapılır. Kinematik özlülüyün ölçü vahidi St (stoks) adlanır. $1St = 10^{-4} m^2 / s$.

Bəzi mayelərin kinematik özlülüyü cədvəl 1.6 - da verilmişdir.

Cədvəl 1.6

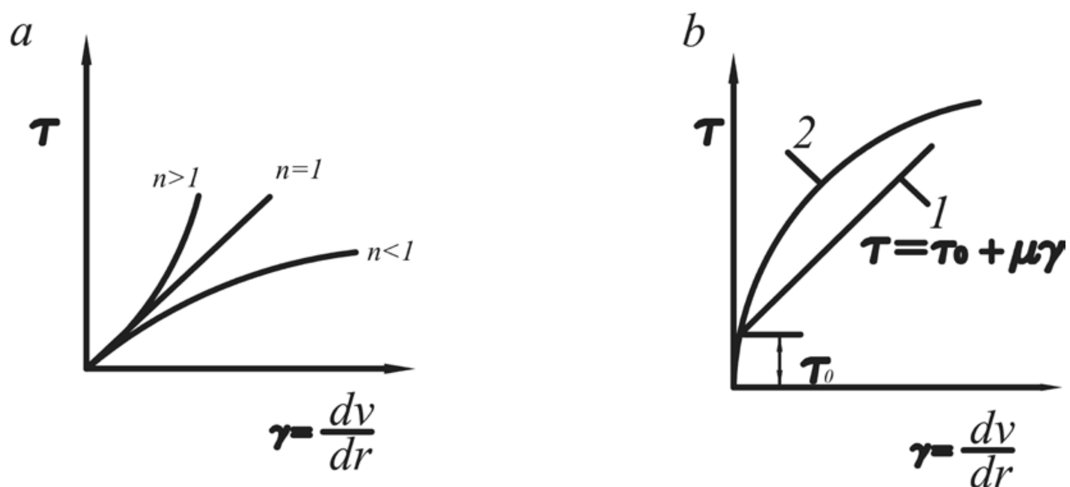
Bəzi mayelərin kinematik özlülüyü (t =20°C)

Maye	$\nu, mm^2 / s$	***Maye***	$\nu, mm^2 / s$
Benzin	*0,6 - 0,8*	***Dizel yanacağı***	*58*

Kerosin	*2,5*	***Turbin yağı***	*96*
Neft	*2-1000 və daha çox*	***Qliserin***	*870*
Etil spirti	*1,54*	***Transformator yağı***	*31*
Su	*1,0*		

Mayelərin reoloji xarakteristikalarını ifadə edən bu əlaqələr reologiya elminin tədqiqat obyekti hesab olunmasına baxmayaraq boru hidravlikası, maye və qazların hərəkəti ilə bağlı digər sahələrdə də tədqiq və tətbiq olunur.

«Adi» mayelər üçün göstərilən qanunauyğunluğu ilk dəfə aşkar edən Nyuton olmuşdur. Ona görə də qəbul olunmuşdur ki, əgər maye Nyuton və ya xətti özlülü mayedirsə, onda sürüşmədə yaranan toxunan gərginliklərin ani qiymətləri sürüşmə sürətlərindən asılı düz mütənasib olaraq artır. Nyuton mayeləri üçün özlülük sabit olmaqla ***effektiv özlülük*** (μ_e) adlanır və $\mu_e = \tau / \dot{\gamma}$ ifadəsi ilə tapılır (şəkil 1.5, n = 1).



Şəkil 1.5. Mayelərin $\tau = \tau(\dot{\gamma})$ ***axma əyriləri***

a – Nyuton (n = 1), prevdoplastik (n<1) və dilatant (n>1) mayelər;

b-özlüplastik (1) və özlüelastik (2) mayelər

Nyuton asılılığına tabe olmayan bütün mayelər şərti olaraq reoloji baxımdan ***qeyri-Nyuton*** və ya ***anomal mayelər*** adlanır. Anomal mayelərin sinifləri və reoloji

xarakteristikaları geniş intervalda dəyişdiyi üçün onları dəqiq modellərlə ifadə etmək çətindir.

Lakin buna baxmayaraq, praktikada daha tez-tez rast gələn anomal mayelərin klassifikasiyasını vermək olar. τ ilə $\dot{\gamma}$ arasında qeyri-xətti xarakterə malik mayelərdən özlü-plastik, dilatant, psevdoplastik, özlü-elastik mayeləri misal göstərmək olar (şəkil 1.5).

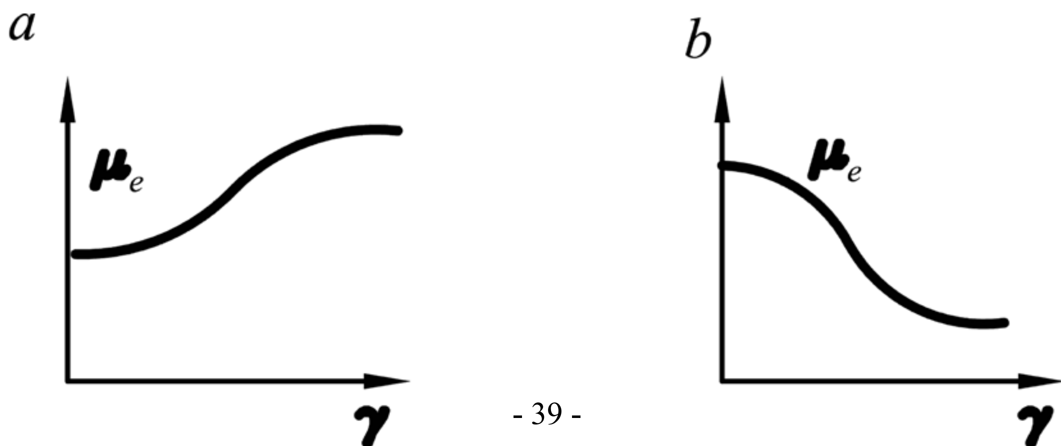
Göstərilən reoloji xüsusiyyətli qeyri-xətti, mayeləri üstlü funksiya modeli, yəni, $\tau = k \cdot \dot{\gamma}^n$ ilə ifadə etmək olar. Burada k-mayenin konsistenti (konsistent mayenin axıcılıq qabilliyəti olub, özlülüyün analoqudur); n-axının indeksidir, bu da mayenin anomallıq təbiətinin göstəricisi hesab olunur.

Belə ki, $n<1$-psevdoplastik, $n>1$- dilatant mayeləri, $n=1$ halı isə adi Nyuton mayelərini xarakterizə edir.

Mayelərin axma əyrilərindən göründüyü kimi, qeyri-Nyuton mayeləri olan psevdoplastik, özlü-elastik və dilatant mayelər üçün özlülük sürət qradiyentindən asılıdır və dəyişən kəmiyyətdir. Qeyd etmək lazımdır ki, bu mayelər üçün $\tau = \tau(\dot{\gamma})$ asılılığı $\dot{\gamma}$-nın kiçik və çox böyük qiymətlərində düz xətli ola bilər.

Dilatant mayelər üçün sürüşmə sürətinin qradienti artdıqca effektiv özlülük çoxalır. Reynolds ilk dəfə sübut etmişdir ki, qum hissəcikləri suspenziyası dilatant xassəyə malikdir. Məsələn, axar qumlar dilatant mühitə aiddir, yəni sürüşmə gərginliyi çoxaldıqca axar qumların özlülüyü artdığından bu qumlardan tez və cəld çıxmağa cəhd eləmək mənasızdır.

Dilatant (a) və psevdoplastik (b) mayelər üçün effektiv özlülüyün sürət qradiyentindən asılılığı uyğun olaraq şəkil 1.6-da göstərilmişdir.



Şəkil 1.6. Dilatant (a) və psevdoplastik (b) mayelər üçün özlülüyün dəyişilməsi

Özlü–plastik mayelərin (bəzi neftlər, gil məhlulu, yağlı boyalar, sus-penziyalar və s.) reoloji xassəsindən görünür ki, onları hərəkətə gətirmək üçün $\tau > \tau_0$ olmalıdır (τ_0 – başlanğıc sürüşmə gərginliyidir), yəni, $\tau = \tau_0 + \mu\dot{\gamma}$. Bir çox neftlər tərkibində qətran, parafin, asfalten birləşmələri olduğu üçün onlar tiksotrop-psevdoplastik xassəyə malik olurlar.

Sürüşmə gərginliyinin sabit qiymətində sürüşmə deformasiyasının təsir müddətinin artması ilə effektiv özlülüyün azalması mayelərin teksotropluq xüsusiyyəti ilə bağlıdır. Həmin şəraitdə effektiv özlülüyün artması müşahidə olunan mayelər reopektik mayelər adlanır.

Özlü-elastik mayelər həm özlü, həm də elastik xassəni biruzə verir. Bu tip mayelərə təsir edən hər hansı gərginlik sürət azaldıqca zamandan asılı olaraq artan deformasiyaya səbəb olur. Hal–hazırda mayelərin özlü-elastik xüsusiyyətə malik olmasını sübuta yetirən bir çox effekt və sadə sınaq təcrübələri mövcuddur (Veysenberq effektiv və s.). Özlü-elastik mayelər özlülüklə yanaşı relaksasiya vaxtı adlanan reoloji parametrlə də xarakterizə olunur. Bu cür neftlər boru kəmərində hərəkət edən zaman təzyiqin atmosfer təzyiqinə kimi azalmasına baxmayaraq hərəkət xeyli vaxt davam edir, onlar nəinki sıxılır, hətta dartılırlar da. Bu cür mayelər yaddaşa malik olur və keçmişini xatırlayırlar (lüləkdən çıxan maye şırnağının genişlənməsi və s.).

Özlü-elastik mühit üçün deformasiya (ε) sürəti:

$$\frac{d\varepsilon}{dt} = \frac{1}{E}\frac{d\sigma}{dt} + \frac{\sigma}{\mu}, \qquad (1.1)$$

burada, E – elastiklik modulu; σ – gərginlikdir.

$\sigma = const$ olduqda (1.1) tənliyi ilə ifadə olunan mühit özlü mühitə uyğun sabit sürətlə deformasiya olunacaqdır. Zamanın $t = 0$ anında $\sigma = \sigma_1$ olduğunu qəbul etsək və $d\varepsilon / dt = 0$ olduğunu nəzərə alsaq, alarıq:

$$\sigma = \sigma_1 e^{-t/\theta} \tag{1.2}$$

Burada $\theta = \mu_t / E$ - relaksasiya və ya gərginliyin zəifləməsinə sərf olunan vaxtdır (μ_t – həqiqi özlülük).

Özlü-elastik mayelərin reoloji parametrlərini təyin etmək üçün kapilyar və rotasion viskozimetr ölçmələrinin məlumatlarından istifadə edilir. Məsələn, kapilyarda mayenin hərəkəti dayandırılmaqla (başlanğıc və sonda kranlar bağlanmaqla) ifadəsinə əsasən təzyiqin bərpa əyrisi qurulur. Təcrübələr göstərir ki, analitik olaraq bu asılılıq aşağıdakı düzxətli qanunla ifadə olunur:

$$\ln \frac{P(\infty) - P(t)}{P(\infty) - P(0)} = a_1 t - a$$

Sonuncu ifadənin asılılığından tapılan a əmsalının $a = t/\theta$ ifadəsindən relaksasiya vaxtı (θ) təyin edilir.

Burada $P(0)$, $P(t)$ və $P(\infty)$ - uyğun olaraq təzyiqin başlanğıc, cari və sonda ($t = \infty$) sabitləşən qiymətləridir.

İndi relaksasiya vaxtının rotasion viskozimetrlə aparılan ölçmələrə əsasən tapılmasına baxaq. Bu üsul ***Kros üsulu*** adlanır. Mahiyyəti ondan ibarətdir ki, əvvəlcə $\tau = \tau\left(\dot{\gamma}\right)$ asılılığından effektiv özlülük $\mu_e = \tau / \dot{\gamma}$ təyin edilir və $\tau = \tau(\mu_e)$ asılılığı $\frac{1}{\mu_e^2} = f(\tau^2)$ koordinatlarında aşağıdakı kimi təsvir olunur:

$$\frac{1}{\mu_e^2} = \frac{1}{\mu_t^2} + \frac{\tau^2}{4E^2 \mu_t^2}$$

Bu isə asılılığın τ^2 oxuna paralel hissəsi özlü axınını, paralel olmayan hissəsi isə özlü-elastik axını ifadə edir.

Tərkibində asfalten, qətran və parafin birləşmələri olan neftlərin reoloji xassələrinə polimer və həllediciləri̇n təsiri rotasion viskozimetrlə («Reotest-2»)

öyrənilmiş və effektiv özlülük, relaksasiya vaxtının necə dəyişməsi təyin edilmişdir. Məsələn, polizobutilen polimer maddəsinin parafinli və asfaltenli neftlərin reoloji xassələrinə təsiri cədvəl 1.7.-də həlledicinin (kerosinin) miqdarından asılı olaraq reoloji parametrlərin dəyişməsi isə cədvəl 1.8-də göstərilmişdir.

Cədvəllərdən göründüyü kimi, qeyri-Nyuton neftlərə qatılmış polimer və həllediciləri miqdarını seçməklə onların reoloji parametrlərini azaltmaq mümkündür. Məsələn, parafinli neftlər üçün polimerin bu qiyməti 0,02% təşkil edir.

Cədvəl 1.7

Polimerin neftlərin reoloji xassələrinə təsiri (T=297 ^0K)

Polimerin qatılığı	*Effektiv özlülük,* $\mu_e, Pa \cdot s$	*Relaksasiya vaxtı,* $\theta,\ s$
Parafinli neftlər		
0	0,299	0,0196
0,01	0,177	0,0177
0,02	0,119	0,0133
0,05	0,140	0,0147
0,10	0,162	0,0162
0,40	0,180	0,0168
Asfaltenli neftlər		
0	0,466	0,0122
0,03	0,443	0,0121
0,04	0,436	0,119
0,05	0,426	0,0118
0,05	0,430	0,0118
0,08	0,440	0,0121
0,11	0,470	0,0123

Cədvəl 1.8

Həlledicinin (kerosinin) neftin reoloji parametrlərinə təsiri (Kürsəngi yatağının nefti ($T = 297\ ^0K$)

Həlledicinin miqdarı, %	*Effektiv özlülük,* $\mu_e,\ Pa\cdot s$	*Relaksasiya vaxtı,* θ, 10^{-3} s
24	0,062	2,65
3	0,047	2,49
36	0,037	3,07
42	0,035	4,78
54	0,030	4,20
60	0,023	3,92
72	0,020	3,44

1.8. Ağırlıq qüvvəsinin təsiri altında olan mayedə hidrostatik təzyiq və onun paylanması

Hidravlikanın bölməsi olan hidrostatikada mayelərin sükunət halında müvazinət qanunları öyrənilir və bu qanunların praktiki əlavələrinə baxılır.

Əgər mayenin sərbəst səthindəki təzyiqi P_0 qəbul etsək, onda ***hidrostatikanın əsas tənliyini*** aşağıdakı kimi yazmaq olar:

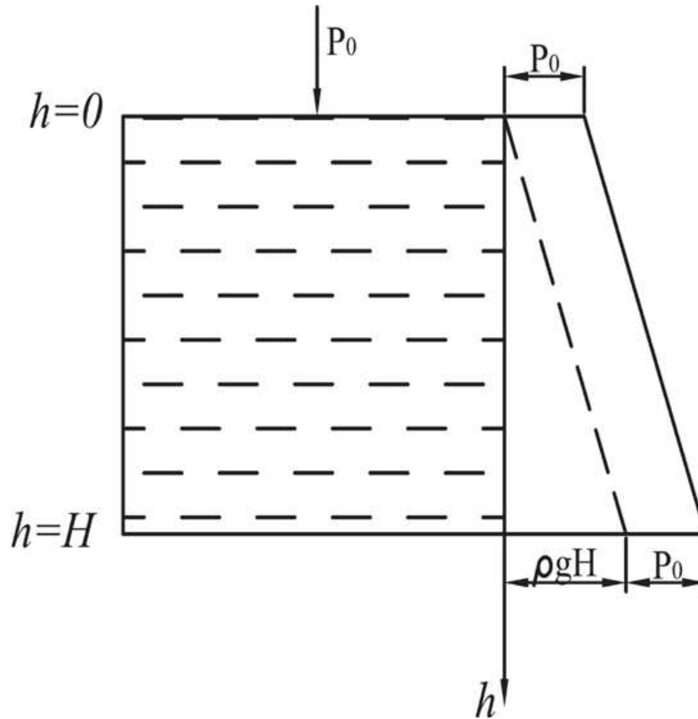
$$P = P_0 + \rho g h \qquad (1.3)$$

Burada ρ və $h-$ uyğun olaraq mayenin sıxlığı və sütunun hündürlüyüdür.

(1.3) ifadəsi ilə təyin olunan hidrostatik təzyiq boru kəmərləri kimi qapalı sistemlərdə və s. P_0 nəzərə alınmadığı üçün $P = \rho g h$ ifadəsi ilə qiymətləndirilir.

Bir çox praktiki məsələlərin həllində, məsələn, neft və ya neft məhsulları saxlanan çənlərdə, çənin divarına düşən və ya dolma dərinliyi boyunca hidrostatik

təzyiqin paylanmasının tapılması tələb olunur (1.3) ifadəsindən göründüyü kimi hidrostatik təzyiq maye sütunun hündürlüyündən asılı olaraq düz xətt qanunu ilə dəyişir. Çəndə təzyiqin paylanması şəkil 1.7- də göstərilib.



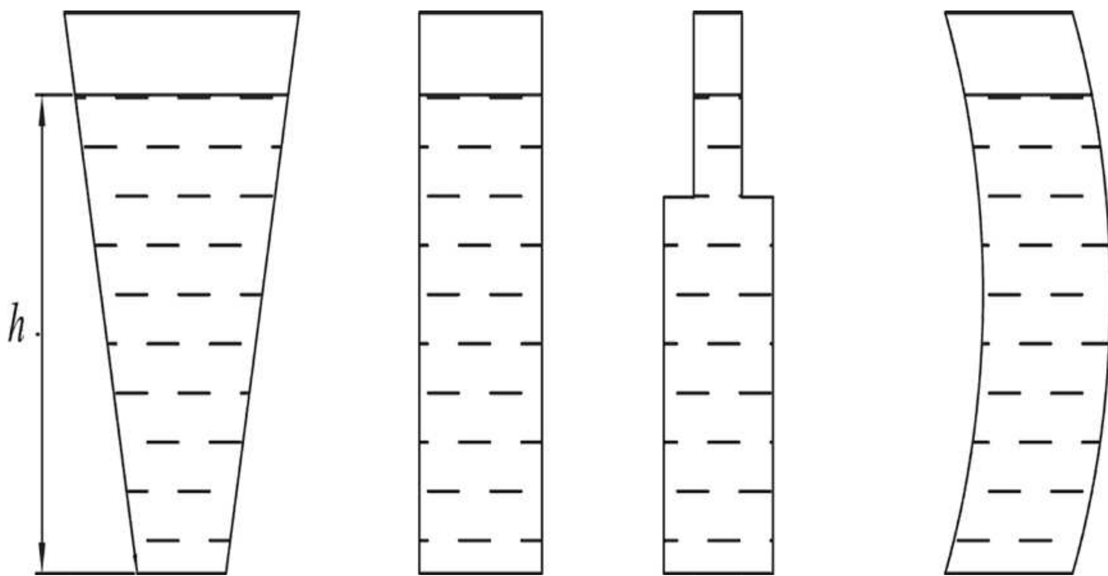
Şəkil 1.7. Neft çənində hidrostatik təzyiqin paylanma epürü

Neft və neft məhsulları kəmərlərinin layihələndiriliməsi və hesablanması zamanı trasın profilinin (nivelir hündürlüklərinin) hidrostatik təzyiqlə bir başa əlaqəli olması nəzərə alınmalıdır. Neft kəmərlərinin istismarı zamanı qəza halları ilə bağlı baş verən karbohidrogen itkiləri hidrostatik təzyiqdən çox asılı olur.

Qeyd etmək lazımdır ki, mayelərdən fərqli olaraq təbii qazlar üçün göstərilən tənlik yaramır. Ona görə ki, qazların sıxlığı təzyiqdən asılı olaraq dəyişilir.

Hidrostatik təzyiqin bir neçə xassələri vardır. Bunlardan biri odur ki, hidrostatik təzyiq səthə normal təsir edir və maye həcminin daxilinə yönəlir. İkinci xassə ondan ibarətdir ki, hidrostatik təzyiq təsir səthinin səmtindən asılı olmayaraq bütün istiqamətlərdə eyni təsir göstərir.

Neft-mədən praktikasında bir çox texnoloji proseslərdə maye və qazın hərəkətində həmçinin statik vəziyyətdə materialın qalınlığı, növü və s. seçilməsi üçün təzyiqə möhkəmliyin hesablanmasında təzyiq qüvvəsinin təyini də mühüm əhəmiyyət kəsb edir. İlk dəfə Qaliley tərəfindən müşahidə olunmuşdur ki, qabın dibinə düşən təzyiq qüvvəsi onun forması və həcmindən deyil, dibin sahəsi və maye sütunun hündürlüyündən asılıdır. Odur ki, oturacaq sahəsi eyni olan müxtəlif formalı və həcmli qablara eyni hündürlükdə doldurulan eyni bir mayenin dibdə yaratdıqları təzyiq qüvvəsi eynidir. Hidrostatik paradoks kimi elmə məlum olan bu nəticə şəkil 1.8-də göstərilmişdir.



Şəkil 1.8. Hidrostatik paradoks

1.9. Mayeyə batırılmış cismin müvazinəti (Arximed qanunu)

Neft və qaz kəmərlərinin, əsasən isə dəniz sualtı kəmərlərinin çəkiliş təcrübəsində kəmərlərin ballastirovka olunmasının, başqa sözlə, dənizin dibinə endirilməsinin onların dayanıqlılığının təmini baxımından əhəmiyyəti çox böyükdür.

Bir qayda olaraq, bu məsələnin həlli üçün kəmərlərin ağırlaşdırılması üsulundan istifadə olunur ki, bu da xüsusi beton örtüklərin və ya ağırlaşdırıcı çuqun və s. yüklərin köməyi ilə həyata keçirilir. Hər iki halda məsələnin həlli mayeyə batırılmış

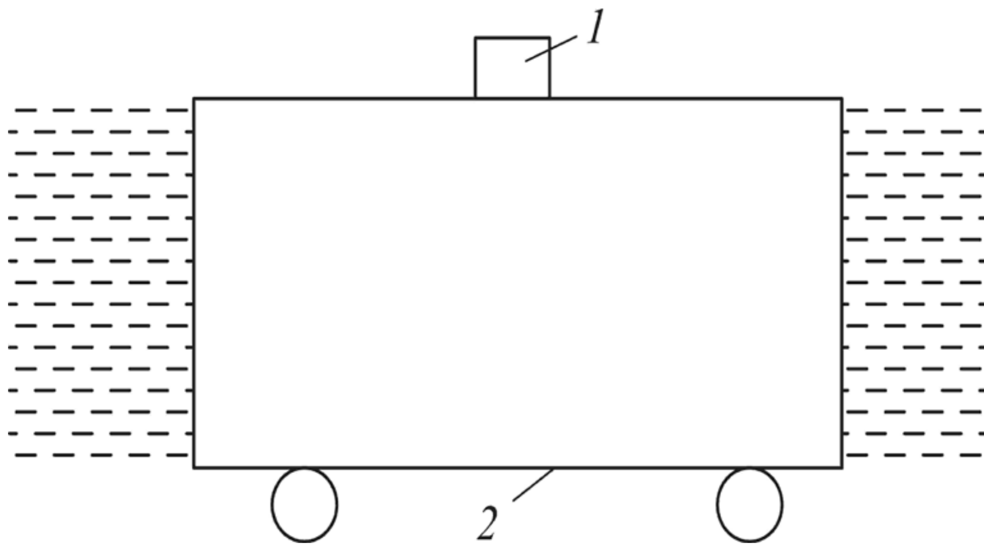
cismin müvazinətinin müəyyən edilməsi, yəni Arximed qüvvəsinin hesablanması ilə bağlı olur. Yəni, suya batırılmış cismin tarazlıq şərti məlum olmalıdır. Əgər suya batan cismin həcmini V_b, onun ağırlıq qüvvəsini F_G və Arximed qüvvəsinin $F_{arx} = \rho g V_b$ olduğunu nəzərə alsaq, onda tarazlıq şərtini aşağıdakı kimi yazmaq olar:

$$F_G = \rho g V_b$$

Arximed qanunu adı ilə məşhur olan bu ifadəyə əsasən dəniz neft-qaz qurğularının tikintisi, gəmiqayırma, çənlərdə səviyyənin ölçülməsi və tənzimlənməsi üçün qurğuların hesablanmasında, sərf ölçənlərdə və s. geniş istifadə olunur.

Məsələ: Sıxlığı $\rho_b = 740\, kq/m^3$ olan benzini həcmi $V = 60\, m^3$, kütləsi $m = 23000\, kq$ olan dəmiryol sisternasına hansı həcmdə doldurmaq lazımdır ki, suda daşınan zaman sisterna boğazına kimi (1) suya batmış olsun (boğazın həcminin kifayət qədər kiçik olması qəbul olunur) (şəkil 1.9).

Həlli: Arximed qanuna əsasən cismin suda üzməsi şərti $F_{arx} = F_G$. Baxılan halda suya təkcə faydalı həcmi V olan sisterna, həmçinin həcmi V_m olan metal (sisternanın materialı), platforma, təkər cütləri və s. batırılmışdır.



Şəkil 1.9. Dəmiryol sisternasının suda daşınması

Ona görə suya batan həcm ($V_{s.b.}$).

$$V_{s.b.} = V + V_m$$

harada ki, $V_m = m / \rho_m$

Metalın polad olduğunu nəzərə alsaq, $\rho_m = 7800\, kq / m^3$ onda

harada ki, $V_m = m / \rho_m$

Metalın polad olduğunu nəzərə alsaq, $\rho_m = 7800\, kq / m^3$ onda

$$V_{s.b.} = 60 + \frac{23 \cdot 10^3}{7{,}8 \cdot 10^3} = 62{,}9\ m^3$$

Arximed qüvvəsi $F_{arx} = \rho_s \cdot g V_{s.b.} = 10^3 \cdot 9{,}81 \cdot 62{,}9 = 617\, kN$

Sisternanın ağırlıq qüvvəsi, benzin də daxil olmaqla

$$F_G = mg + V_b \cdot \rho_b \cdot g$$

Onda aşağıdakı tarazlıq şərtini yazmaq olar:

$$F_{arx} = F_G = mg + V_b \cdot \rho_b \cdot g$$

Sonuncu ifadədən sisternanın suya batan hissəsinin həcmini aşağıdakı kimi təyin edirik:

$$V_b = \frac{F_{arx} - mg}{\rho_b \cdot g} = \frac{618000 - 23000 \cdot 9{,}81}{740 \cdot 9{,}81} = 53{,}9\ m^3$$

Baxılan halda metal həcminin suya batırılmasından yaranan Arximed qüvvəsinin nəzərə alınmaması hesabına benzinin həcminin nə qədər azalmasını tapaq:

$$\Delta V = \frac{V_m \cdot P_s \cdot g}{\rho_b \cdot g} = \frac{2{,}9 \cdot 1000 \cdot 9{,}81}{740 \cdot 9{,}81} = 4\, m^3$$

Başqa sözlə, metal həcminin nəzərə alınmaması benzinin həcmini 7%-dən çox azaldacaqdır.

1.10. Hidrodinamika məsələləri. Maye hərəkətinin öyrənilmə metodları və növləri

Hidrodinamika, hidravlikanın bir qolu olub mayelərin, o cümlədən onların qarışıqlarının hərəkət qanunlarını öyrənir. Mayenin hərəkəti daha mürəkkəb olmaqla bərk cisimlərin hərəkətindən xeyli fərqlənir. Əgər sükunətdə mayenin vəziyyəti

ancaq hidrostatik təzyiqlə xarakterizə olunursa, hərəkət zamanı bundan əlavə maye hissəciklərinin sürətindən də asılı olur. Ümumi halda mayenin hərəkəti zamanı müxtəlif nöqtələrdə təzyiq və sürət müxtəlif olmaqla yanaşı zamandan da asılı olaraq dəyişə bilər.

Real mayelərin hərəkətinə sürtünmə qüvvəsinin hesabına, sükunət halından fərqli olaraq, toxunan gərginlik təsir göstərir və bu təsir artıq qeyd olunduğu kimi mayenin özlülüyündən çox asılı olur.

Hidrodinamiki tədqiqatlarda əsas məqsəd maye hərəkətinin əsas göstəriciləri olan axının sürəti, təzyiqi və s. təyin etməkdir.

Hidrodinamikada maye hərəkətinin analitik tədqiqatı zamanı prinsipcə bir-birindən fərqli olan Laqranj və Eyler üsullarından istifadə olunur.

- Laqranja görə mayenin hərəkəti onun hissəciklərinin koordinantlarının zamandan asılı olaraq dəyişməsi deməkdir. Başqa sözlə mayenin axını haqqında tam mülahizə yürüdərkən maye hissəcikləri trayektoriyalarının yığımına baxmaq lazımdır.

Lakin təbii ki, və maye kütləsinin hərəkəti haqqında tam məlumat verməsinə baxmayaraq, hərəkət tənliklərinin mürəkkəbliyi və çətin həll olunması ucbatından Laqranj üsulu geniş yayılmamışdır.

- Eyler üsuluna görə ayrı-ayrı maye hissəciklərinin hərəkəti izlənilir və onların hərəkət trayektoriyaları ayrı-ayrılıqda maraq doğurur. Yəni, Eylerə görə tam maye axını baxılan zamanda fəzanın tərpənməz nöqtələrinə aid olunan sürətlər vektoru sahəsi ilə ifadə edilir. Yəni, yerli sürətin zamandan asılı olaraq dəyişməsinə nəzarət edilir. Bu üsulda maye axınının fəzada zamandan asılı sürətlər sahəsi sürət vektorunun tərpənməz Dekart koordinant sistemində proyeksiyaları ilə verilir:

$$U_x = f_1(x_, y_, z, t); \qquad U_y = f_2(x_, y_, z, t); \qquad U_z = f_3(x_, y_, z, t);$$

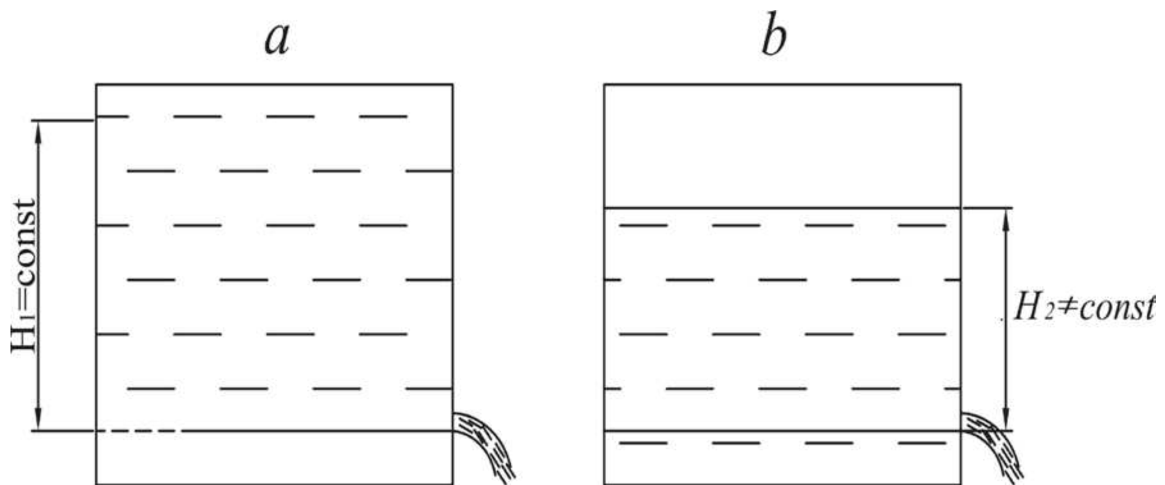
Beləliklə, hesab etmək olar ki, baxılan maye hissəciyinin hərəkəti zamanı sürət və təzyiq fasiləsiz olaraq dəyişiləcəkdir. Bu zaman həmin nöqtə müxtəlif yerli sürət və təzyiqlərə malik olacaqdır. Əgər mayenin hərəkəti zamanı hər bir baxılan nöqtədə sürət və təzyiq zamandan asılı olaraq sabit qalarsa (ancaq bir nöqtədən digərinə

keçdikdə dəyişə bilər) bu cür hərəkət ***stasionar*** və ya ***qərarlaşmış hərəkət*** adlanır. Yəni, qərarlaşmış hərəkət zamanı $U = U(x, y, z)$; $P = P(x, y, z)$. Ümumi halda qərarlaşmış hərəkət üçün $\frac{\partial u}{\partial t} = 0$ yazmaq olar. Lakin bu o demək deyil ki, $\frac{du}{dt} = 0$. Belə ki, sürətin qiyməti zamandan asılı olaraq dəyişmədikdə də onun istiqamətinin dəyişməsi hesabına konvektiv təcil $\frac{du}{dt} \neq 0$ ola bilər.

Qərarlaşmamış və ya qeyri-stasionar hərəkət zamanı təzyiq və sürət fasiləsiz olaraq dəyişəcəkdir. Yəni, mayenin qərarlaşmamış hərəkəti zamanı sürət və təzyiq fəzanın hər bir nöqtəsində həm hərəkət edən maye hissəciyinin koordinantlarından, həm də zamandan asılı olacaqdır. Yəni,

$$U = U(x, y, z, t);\ P = P(x,y,z,t),$$

Qərarlaşmış hərəkətə misal olaraq çəndən səviyyəsi sabit qalan $(H_1 = const)$ mayenin axmasını göstərmək olar (şəkil 1.10., a). Əgər çəndə mayenin səviyyəsi vaxtdan asılı olaraq dəyişəcəkdirsə $(H_2 \neq const)$, onda mayenin axması qərarlaşmamış hərəkət olacaqdır (şəkil 1.10., b).



Şəkil 1.10. Mayenin çəndən axması

a-qərarlaşmış; b-qərarlaşmamış

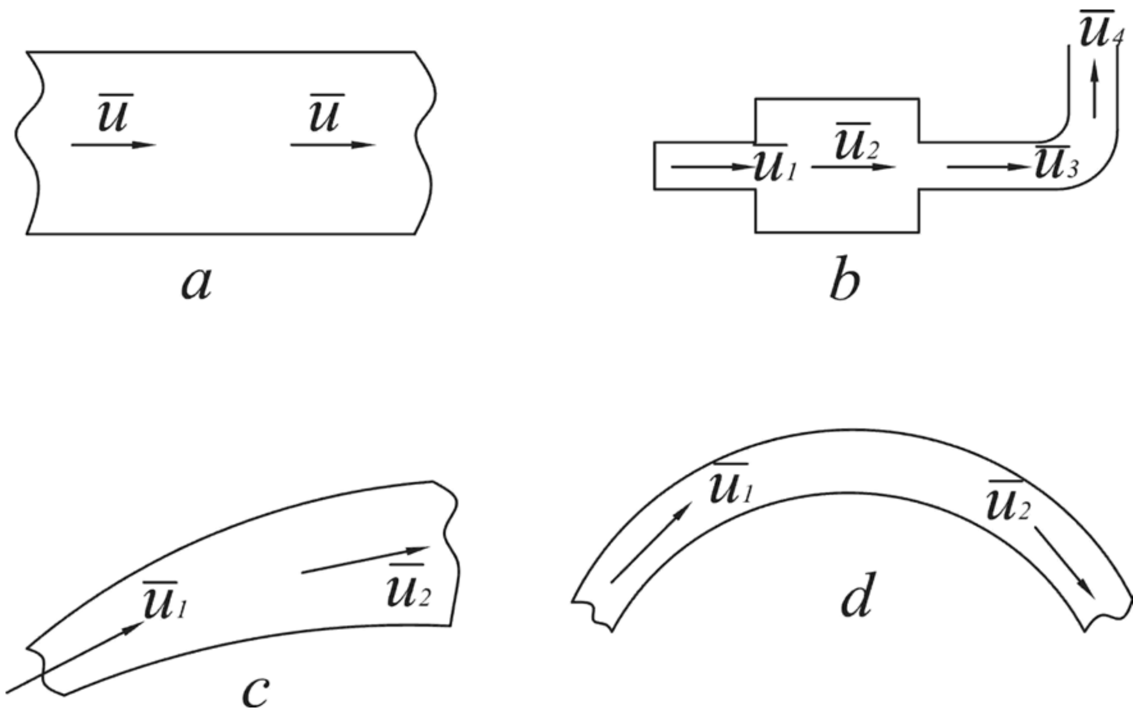
Qərarlaşmış hərəkətə mayenin boru kəmərində mərkəzdənqaçma nasosları ilə nəqlini də misal göstərmək olar. Belə ki, mərkəzdənqaçma nasosunun işçi çarxı

praktiki olaraq sabit bucaq sürəti ilə fırlandığı üçün mayenin kəmərə verilməsi sabit təzyiq və sürət altında bərabər olaraq həyata keçirilir.

Əksinə, porşenli nasoslardan istifadə zamanı isə porşen dəyişən sürətlə hərəkət etdikdə qərarlaşmamış hərəkət müşahidə olunur, hansı ki, boru kəmərində təzyiq və sürət zamandan asılı olaraq dəyişilir.

Sürətin dəyişmə xarakterindən asılı olaraq qərarlaşmış hərəkətin aşağıdakı halları mövcuddur:

- Bərabərsürətli qərarlaşmış hərəkət. Bu zaman axın boyunca sürət sabit qalır (şəkil 1.11, a).
- Qeyri-müntəzəm qərarlaşmış hərəkət. Axın boyunca sürət, qiymət və istiqamətini dəyişir (şəkil 1.11, b).
- Axın boyunca sürətin qiyməti az və səlis dəyişir. Bu halda axın bərabərsürətli qəbul edilə bilər (şəkil 1.11, c, d).



Şəkil 1.11. Sürətin dəyişmə xarakterinə görə qərarlaşmış hərəkət növləri

Əgər axın hər tərəfdən bərk divarla tamamilə məhdudlaşırsa, belə hərəkət ***basqılı***, qismən məhdud olduqda isə ***basqısız axın*** adlanır. Mayenin basqılı hərəkəti onunla xarakterizə olunur ki, axının istənilən nöqtəsində

1.11. Axının hidravliki elementləri

Hidrodinamik təzyiq atmosfer təzyiqindən fərqlənməklə ondan çox və ya az ola bilər.

Mayenin nasoslarla nəqli zamanı boru kəmərində hərəkəti və ya çənlərdən axması basqılı axın hesab edilir.

Boru hidravlikasında basqılı axının ***canlı kəsiyi*** dedikdə mayenin hərəkət istiqamətinə perpendikulyar olan borunun en kəsiyi başa düşülür və canlı kəsik sahəsi diametri D olan boru üçün $\pi D^2/4$ – ə bərabər olur.

Axının canlı kəsiyinin həndəsi perimetrinin axını məhdudlaşdıran divarla təmasda olan hissəsinə ***islanma perimetri*** deyilir.

Basqılı axınlar üçün canlı kəsiyin həndəsi perimetri islanma perimetrinə bərabərdir.

Canlı kəsik sahəsinin islanma perimetrinə nisbəti ***hidravliki radius (*** R' ***)*** adlanır.

Qeyd etmək lazımdır ki, hidravliki radius və həndəsi radius tamamilə başqa-başqa anlayışlardır. Belə ki, mayenin D diametrli dairəvi boruda basqılı hərəkəti zamanı həndəsi radius $R = \frac{D}{2}$ olduğu halda, hidravliki radius $R' = \pi D^2/(4\pi D) = D/4$ təşkil edir.

Vahid zamanda canlı kəsikdən keçən mayenin miqdarına ***sərf*** deyilir. Həcmi $(Q - m^3/s)$, kütlə $(Q_m - kq/s)$ və çəki $(Q_G - N/s)$ sərfi anlayışların-
dan istifadə olunur.

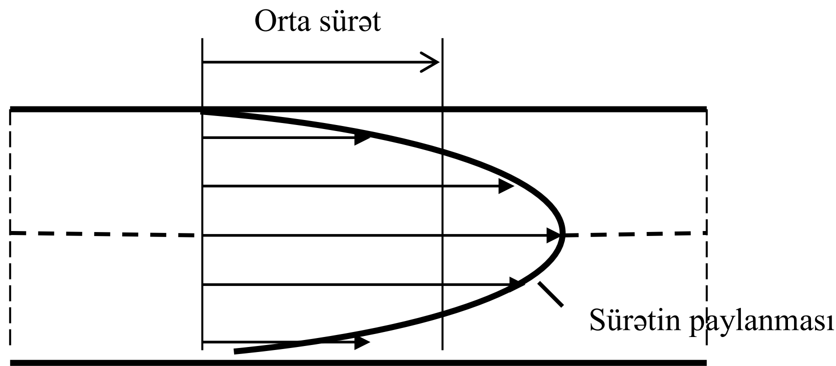
Boru hidravlikasında ən çox həcmi sərf (Q) anlayışından istifadə olunur. Kütlə sərfi $Q_m = \rho \cdot Q$ ifadəsinə əsasən təyin edilir. Çəki, kütlə və həcmi sərf arasında əlaqə aşağıdakı ifadə ilə təyin edilir:

$$Q_G = g \cdot Q_m = \rho\, g \cdot Q$$

Kütlə sərfindən hərəkətdə olan sistemin sıxlığı dəyişdikdə (məsələn, qazın, qazlı mayenin hərəkəti zamanı) istifadə olunur.

Sərf maye axınının hidravliki elementlərindən biri olmaqla yanaşı, həm də boru kəmərinin əsas texniki-iqtisadi göstəricilərdən hesab olunur. Adətən, hidravliki hesablamalarda sərf məlum göstərici kimi verilir. Sürətin canlı kəsikdə paylanma qanunu isə əksər hallarda məlum olmur. Hesablamaları sadələşdirmək məqsədilə orta sürət anlayışından istifadə olunur. Orta sürət sərf sabit qalmaqla canlı kəsik boyu bütün maye hissəciklərinin eyni sürətlə hərəkət etməsi təsəvvür edilən fiktiv sürətdir.

Dəyişən sürətin epürü sabit orta sürətlə əvəz edilir. (şəkil 1.12) və məlum olan sərfə, canlı kəsik sahəsinə (F) əsasən tapılır ($\upsilon = Q / F$).



Şəkil 1.12. Sürətin canlı kəsik boyu dəyişməsi. Orta sürət

Canlı kəsikdə sürətin paylanması məlum olarsa, onda orta sürətə əsasən sərfi aşağıdakı kimi təyin etmək olar:

$$Q = \upsilon \cdot F, \qquad G = \rho \upsilon \cdot F$$

1.12. Kəsilməzlik tənliyi

Kəsilməzlik tənliyi mayenin hərəkəti zamanı kütlənin sabitliyi (saxlanması) qanununu ifadə edir. Kəsilməzlik tənliyi mayenin hərəkət tənlikləri ilə birlikdə boru kəmərlərinin hidravliki hesablamalarında geniş istifadə olunur.

Sıxılan mayenin üçölçülü hərəkəti zamanı kəsilməzlik tənliyi vektorial şəkildə aşağıdakı kimi yazılır:

$$di\upsilon\rho\vec{u} + \frac{\partial\rho}{\partial t} = 0$$

$$di\upsilon\rho\vec{u} = \frac{\partial\rho u_x}{\partial x} + \frac{\partial\rho u_y}{\partial y} + \frac{\partial\rho u_z}{\partial z}$$

Əgər maye sıxılmayandırsa $\rho = const$, yəni $\frac{\partial\rho}{\partial t} = 0$, onda kəsilməzlik tən-liyi

$$di\upsilon\vec{u} = 0$$

Məsələn, sıxılmayan mayenin horizontal boruda x oxu boyunca hərəkəti zamanı kəsilməzlik tənliyi.

$$\frac{\partial U_x}{\partial x} = 0;\ U_x = const$$

Yəni, istənilən kəsikdə mayenin orta sürəti hərəkət boyunca sabit qalır ($\upsilon_1 = \upsilon_2$). Başqa sözlə,

$$Q = F \cdot \upsilon = const$$

Beləliklə, canlı kəsik sahəsi dəyişməz qalırsa, orta sürət sabit olduğu üçün bütün canlı kəsiklərdə sərf eyni olacaqdır.

Canlı kəsik sahəsi (F) axın boyunca dəyişdikdə isə,

$$Q = F_1 \cdot \upsilon_1 = F_2\upsilon_2 = const$$

Yəni,

$$\frac{\upsilon_1}{\upsilon_2} = \frac{F_2}{F_1} = const$$

Başqa sözlə, sıxılmayan mayelərin boruda hərəkəti zamanı canlı kəsik sahəsinin çoxalmasına mütənasib olaraq sürətin azalmasının və əksinə baş verdiyi üçün axın boyunca sərf dəyişməz qalacaqdır. Bu nəticəyə ***sərfin sabitliyi qanunu*** da deyilir.

Maye sıxılan, hərəkət isə qərarlaşmış olarsa, onda $\rho = const$, yəni,

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} = 0$$

olduğundan $div\rho\vec{u} = 0$ olur.

Başqa sözlə, sıxılan mayenin üfüqi boruda qərarlaşmış hərəkəti zamanı kütlə sürəti, ($\rho \cdot \upsilon = const$) və kütlə sərfi ($Q_m = \rho\upsilon \cdot F = const$) axın boyunca sabit qalır.

1.13. Axının basqısı və gücü

Basqı (H), hərəkət edən mayenin vahid ağırlıq qüvvəsinin gördüyü işi xarakterizə edir və m-lə ölçülür.

Axının gücü isə vahid zamanda bütün maye kütləsinin gördüyü işdir. Ona görə hər hansı bir canlı kəsikdə axının güc ehtiyatını (N) almaq üçün axının basqısını çəki sərfinə, yəni ρgQ – yə vurmaq lazımdır.

$$N = H \cdot \rho g Q$$

Axının gücünün vahidi - $N \cdot m/s = C/s = Vt$ (Vatt).

Mayenin boruda hərəkəti zamanı onun mexaniki enerji ehtiyatı, yəni gücü sürtünmə qüvvəsinin gördüyü işi dəf etməyə yönələn enerji sərfinə görə fasiləsiz olaraq azalır. Ona görə də mayeni qaldırmaq və onu hərəkət etdirmək üçün xarici mənbədən (mühərrikdən) ona mexaniki enerjinin verilməsi təmin edilməlidir.

Həmin enerjinin verilməsi nasos qurğularının köməyi ilə həyata keçirilir. Bu zaman nasosla mayeyə verilən basqı ***nasosun basqısı*** adlanır.

1.14. Real mayelər üçün Bernuli tənliyi

Bernuli tənliyi hidravlikanın əsas tənliklərindən biridir. Boru kəmərlərinin, hidravlik maşınların, sərfölçənlərin, sürət borularının və s. iş prinsiplərinin, hidravliki hesablamalarının əsasını Bernuli tənliyi təşkil edir.

Sıxılmayan real mayelərin izotermik axını üçün Bernuli tənliyini aşağıdakı kimi yazmaq olar:

$$(z_1 + \frac{P_1}{\rho g} + \alpha \frac{\upsilon_1^2}{2g}) - (z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \alpha \frac{\upsilon_2^2}{2g}) = h_{\text{sup}} + h_{y.m.}$$

Burada α-axının en kəsik sahəsində sürətin qeyri-müntəzəm paylanmasını nəzərə alır və kinetik enerji və ya ***Koriolis əmsalı*** adlanır. Bu əmsal canlı kəsik sahəsində həqiqi kinetik enerjinin orta sürətə görə hesablanmış kinetik enerjiyə olan nisbətidir. Borularda turbulent axınlar üçün bu əmsal $\alpha = 1{,}05 - 1{,}10$ təşkil etdiyi üçün əksər hallarda $\alpha \approx 1$ qəbul edilir, υ_1

və υ_2 isə uyğun olaraq başlanğıc və son canlı kəsiklərdə orta sürətdir.

Real mayelərin hərəkəti onların malik olduğu özlülüyün təsirindən hərəkətə mane olan sürtünmə qüvvəsi ilə xarakterizə olunur. Bu zaman yaranan sürtünmə qüvvəsinin gördüyü iş nəticəsində mexaniki enerjinin bir hissəsi istilik şəklində yayılır (bu enerjinin dissipasiyası da adlanır). Digər tərəfdən tədqiqatlar göstərir ki, üfüqi boruda basqılı hərəkət zamanı yaranan sürtünmə qüvvəsi hesabına mayenin enerjisinin eninə diffuziyası axının mərkəzi hissəsindən borunun divarına doğru baş verir. Nəticədə, borunun mərkəzi hissəsində maye axınının xüsusi enerjisi axın boyunca azalır, divara yaxın hissələrdə isə artır.

Tənliyə daxil olan z_1 və z_2 - uyğun olaraq 1 və 2 canlı kəsikləri üçün (bu kəsiklər kəmərin başlanğıc və son nöqtəsinə də aid ola bilər) həndəsi hidravlik və ya həndəsi basqıdır. $P_1/\rho g$ və $P_2/\rho g$- pyezometrik hündürlük və ya pyezometrik basqıdır. $\upsilon_1^2/2g$ və $\upsilon_2^2/2g$ - kəsiklərdə olan sürətlərin qiymətinə uyğun sürət hündürlüyü və ya sürət basqısıdır.

Həndəsi, pyezometrik və sürət basqılarının cəmi ***tam*** və ya ***hidrodinamiki basqı*** adlanır və müvafiq kəsikdə vahid maye kütləsinin tam mexaniki enerji ehtiyatını müəyyən edir. Bu basqılar boru kəmərində sürtünmə qüvvəsini (h_{sup}) və yerli müqavimətləri ($h_{\text{y.m}}$) dəf etmək üçün sərf olunur:

$$z_1 + P_1/(\rho g) + \upsilon_1^2/(2g) = H_1 \; ; \qquad z_2 + P_2/(\rho g) + \upsilon_2^2/(2g) = H_2$$

uyğun olaraq axının başlanğıcında (H_1) və sonunda (H_2) tam basqının ifadələridir ($\alpha = 1$).

Bernuli tənliyinə görə horizontal boru kəmərində basqılar fərqi (H_1-H_2) sürtünmə qüvvəsi və yerli müqavimətin dəf edilməsinə sərf olunur.

$h = h_{сцр} + h_{y.m}$ -cəm basqı itkisi adlanır. Beləliklə axın boyunca cəm basqı itkisi fasiləsiz artır, tam basqı isə azalır.

H_1 və H_2-nin ifadələrindən göründüyü kimi z; $P/(\rho g)$ və $\upsilon^2/(2g)$ hədlərinin hər üçü uzunluq vahidi, yəni m – lə ölçülür. Buna baxmayaraq, onların energetik (fiziki) mənaları müxtəlifdir.

Belə ki, z -maye hissəciklərinin vəziyyətinə uyğun xüsusi potensial enerji; $\frac{P}{\rho g}$ - təzyiqin xüsusi potensial enerjisi; $\upsilon^2 / 2g$ -maye hissəciklərinin xüsusi kinetik enerjisidir.

Hidravlikada ənənəvi olaraq basqı anlayışından istifadə olunduğu üçün tam basqını aşağıdakı kimi də yazmaq olar:

$$H = H_p + K_k$$

bu $H_p = Z + p/\rho g$ -potensial enerji ehtiyatını xarakterizə edən potensial basqı;

$H_k = \frac{\upsilon^2}{2g}$ – mayenin vahid ağırlıq qüvvəsinə düşən kinetik enerjini xarakterizə edən sürət basqısıdır.

1.15. Hidravliki müqavimət. Mayenin hərəkət rejimləri

Mayelərin boruda hərəkətinə göstərilən hidravliki müqavimət iki müqavimətin: ***axın boyu sürtünmə müqaviməti*** və ***yerli müqavimətin cəmindən*** ibarət olur. Axın boyu müqavimət əsasən mayenin borunun daxili səthi ilə toxunması və maye təbəqələrinin daxili ilişməsi (özlülük) hesabına yaranan sürtünmə qüvvələrinin təsirindən baş verir. ***Yerli müqavimət*** isə axının istiqaməti ilə konfiqurasiyasının

kəskin dəyişməsi (birdən genişlənmə, daralma, klapandan, siyirtmələrdən keçmə, dönmələr olduqda və s.) zamanı yaranır.

Bernuli tənliyində göstərildiyi kimi, tam basqı və ya təzyiq həmin hidravliki müqavimət itkilərinin dəf edilməsinə sərf olunur.

Mayenin hərəkəti zamanı baş verən hidravliki muqavimətlər hər şeydən əvvəl onun axma xüsusiyyətindən (rejimindən) asılıdır. Hərəkət rejimlərini 1883-cü ildə ilk dəfə öyrənən məşhur fizik O. Reynolds olmuşdur.

Sürətin kiçik qiymətlərində boruda mayenin bir-birinə qarışmayan, təbəqəli hərəkətinə ***laminar*** (nizamlı), nisbətən böyük sürətlərdə mayenin burulğanlı, nizamsız hərəkəti isə ***turbulent*** hərəkət adlanır.

1.15.1. Reynolds ədədi

Dairəvi boruda apardığı tədqiqat işlərinin nəticələrini ümumiləşdirərək, O. Reynolds bu və ya digər hərəkət rejiminin mövcud olduğu bir rejimdən digərinə keçid şərtini müəyyən etmiş və ölçüsüz kəmiyyət (və ya meyar) təklif etmişdir (bu kəmiyyət sonralar onun şərəfinə ***Reynolds ədədi*** adlandırılmışdır).

$$\mathrm{Re} = \frac{\upsilon \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{\upsilon \cdot d}{\nu}$$

Hal-hazırda aparılan hesablamalarda Reynoldsun böhran qiymətindən ($\mathrm{Re}_{\text{бющ}} = 2300$) istifadə olunur. Əgər $\mathrm{Re} < 2300$ olarsa, hərəkət rejimi laminar, $\mathrm{Re} > 2300$ olduqda isə hərəkətin turbulent rejimdə baş verdiyi qəbul olunur.

Qeyd etmək lazımdır ki, Reynolds ədədi boru hidravlikasında əsas hidrodinamik oxşarlıq meyarı hesab edilir və boruda mayenin hərəkəti zamanı ətalət və sürtünmə qüvvələrinin nisbətini $\left(\frac{\rho}{\mu}\right)$ xarakterizə edir.

1.16. Hidrodinamiki oxşarlıq və maye axınlarının modelləşdirilməsi

Müxtəlif hidravliki məsələlərin öyrənilməsi zamanı bilavasitə, real obyektlərdə təcrübə-sınaq işlərinin aparılması çox baha başa gəlir, bəzən isə təcrübi cəhətdən bu mümkün olmur. Odur ki, laboratoriya şəraitində sahələrin modelində təcrübə üsulu ilə aparılan tədqiqat işlərinə geniş yol verilir.

Bir qayda olaraq, modellər real sahələrin və axınların kiçik karikaturası olduğu üçün modelləşdirmə elə aparılmalıdır ki, alınan nəticələri sahəyə aid etmək mümkün olsun. Başqa sözlə modellər əsasında alınmış nəticələri ümumiləşdirmək və naturaya keçirmək üçün model və naturada həndəsi ölçülərin, axınların kinematik və dinamik xarakteristikaları arasındakı müəyyən nisbətləri təyin edən qanunlar-oxşarlıq qanunları adlanmaqla oxşarlıq nəzəriyyəsinə əsasən öyrənilir.

Nəzərə almaq lazımdır ki, fiziki oxşarlıq həndəsi oxşarlığın ümumiləşdirilməsi deməkdir.

Həndəsi oxşarlıq şərtinə görə natura və modeldə uyğun həndəsi ölçülər mütənasib olmalıdır. Yəni, baxılan axınların istənilən müvafiq xətti ölçülərinin nisbətinin eyni olması zəruridir. Belə ki, məsələn, əgər 1-ci axının uzunluğu L_1, ikincininki isə L_2 olarsa, onda $L_1 / L_2 = K_L$ - xətti miqyas əmsalı, digər istənilən xətti ölçülər üçün də eyni olmalıdır. Aydındır ki, bu halda sahələr üçün $F_1 = K_L^2 \cdot F_2$, həcmlər üçün isə $V_1 = K_L^3 \cdot V_2$ düsturları mövcud olacaqdır.

Natura və modeldə iki maye axınının fiziki oxşarlığı üçün həndəsi oxşarlıqla yanaşı eyni zamanda kinematik və dinamik oxşarlıq şərtləri də ödənilməlidir.

Axınların kinematik oxşarlığına riayət olunması üçün hər iki halda (model və naturada) maye hissəciklərinin trayektoriyaları həndəsi olaraq oxşar olmalıdır. Əgər 1-ci axında t_1 anında L_1, 2-ci axında t_2 anında L_2 trayektoriya hissəsini keçirsə, onda L_2 parçası L_1-ə həndəsi oxşar, t_1 / t nisbəti isə sabit olmalıdır. $t_1 / t = K_t$ vaxt miqyasını təşkil etdiyini $\upsilon_1 = L_1 / t_1$; $\upsilon_2 = L_2 / t_2$ olduğunu və həndəsi oxşarlığı nəzərə alaraq sürət miqyasını (K_υ) $K_\upsilon = K_L / K_t$ şəklində yaza bilərik.

Təcilin vahid zamanda sürət artımını xarakterizə etdiyini nəzərə alsaq, təcil miqyası üçün $K_a = K_L / K_t^2$ yazmaq olar.

Beləliklə, kinematik oxşar sistemlər üçün müvafiq nöqtələrin sürət və təcili öz aralarında aşağıdakı asılılıqlarla əlaqəli olacaqdır:

$$\upsilon_1 = K_\upsilon \cdot \upsilon_2 \qquad \text{və} \qquad a_1 = K_a \cdot a_2$$

Tutuşdurulan axınların dinamik oxşarlıq şərtinin ödənilməsi üçün onların müvafiq nöqtələrində təsir edən eyni adlı qüvvələr (mayenin daxili sürtünmə, ağırlıq, səthi gərilmə və s. qüvvələri) oxşar olmalıdır.

Tutaq ki, həndəsi və kinematik oxşarlıq şərtləri ödənilən iki axın mövcuddur. Bu axınların müvafiq nöqtələrində təsir edən qüvvələri F_1 və F_2 ilə işarə edək. Dinamikanın əsas tənliyi Nyuton qanununa görə $F = m\,a$, harada ki, $m = \rho \cdot L^3$, $a = L/t^2$ (ρ və L^3-uyğun olaraq mayenin sıxlığı və həcmidir). Onda

$$F = \rho L^3 \cdot \frac{L}{t^2} = \rho \frac{L^4}{t^2} = \rho \upsilon^2 L^2$$

Beləliklə, dinamiki oxşarlıq üçün gərək qüvvələr aşağıdakı nisbətdə olsunlar:

$$\frac{F_1}{F_2} = \frac{\rho_1 \upsilon_1^2 L_1^2}{\rho_2 \upsilon_2^2 L_2^2} = K_F$$

K_F – qüvvə miqyasıdır.

Sonuncu ifadə ilk dəfə Nyuton tərəfindən formalaşdırılan dinamiki oxşarlığın ümumi qanununun riyazi ifadəsidir.

Dinamiki oxşarlıq şərtləri 2 üsul ilə alınır:

- Mayenin hərəkətini müyyənləşdirən tənliklərin ölçüsüz şəklə salınması;
- Maye axınını (hərəkətini) müəyyənləşdirən kəmiyyətlərin daxil olduğu funksional asılılığın ölçülər nəzəriyyəsinə əsasən təhlili.

Tutaq ki, mayenin horizontal boru kəmərində hərəkəti zamanı bütün təsir edən qüvvələrdən əsas təsir göstərəni mayenin daxili sürtünmə qüvvələridir. Daxili sürtünmə qanununa uyğun olaraq bu qüvvələri $F = \mu \cdot L^2(\upsilon / L) = \mu \cdot \upsilon \cdot L$ şəklində yazmaq olar.

Onda dinamiki oxşarlığın tənliyi

$$\frac{\rho_1 \cdot \upsilon_1^2 \cdot L_1^2}{\rho_2 \cdot \upsilon_2^2 \cdot L_2^2} = \frac{\mu_1 \cdot \upsilon_1 \cdot L_1}{\mu_2 \cdot \upsilon_2 \cdot L_2}$$

Buradan

$$\frac{\rho_1 \cdot \upsilon_1 \cdot L_1}{\rho_2 \cdot \upsilon_2 \cdot L_2} = \frac{\mu_1}{\mu_2}$$

və

$$\frac{\rho_1 \cdot \upsilon_1 \cdot L_1}{\mu_1} = \frac{\rho_2 \cdot \upsilon_2 \cdot L_2}{\mu_2}$$

Nəzərə alsaq ki, $\mu / \rho = \nu$ -kinematik özlülükdür, son olaraq alarıq

$$\frac{\upsilon_1 \cdot L_1}{\nu_1} = \frac{\upsilon_2 \cdot L_2}{\nu_2}$$

Sonuncu ifadə mayenin daxili sürtünmə qüvvələri təsir göstərdikdə dinamik oxşarlıq şərtini müyyən edir.

Beləliklə, baxılan halda mayenin iki axını üçün $\frac{\upsilon \cdot L}{\nu}$ kəmiyyəti eyni qiymətə malikdirsə, onda bu axınlar öz aralarında dinamiki oxşar olacaqdır.

Yəni, bu axınlarda eyni hərəkət rejimlərində eyni cür mexaniki proseslər baş verəcəkdir. Boru hidravlikasında bu oxşarlıq qanunu O. Reynolds tərəfindən müəyyən edilmişdir. Həqiqətən, $\upsilon -$ni boruda mayenin orta sürətini müəyyən etdiyini və xarakterik xətti ölçünün isə borunun diametri (d) olduğunun qəbul etsək, onda $\upsilon \cdot d / \nu$ ifadəsini alarıq ki, bu da Reynolds ədədini (Re) göstərir. Bu isə Reynolds ədədinin boru hidravlikasında dinamiki oxşarlığın meyarı olması deməkdir.

Boru hidravlikası üçün xarakterik ola bilən digər bir hala baxaq:

Tutaq ki, özlülüyün təsiri çox azdır. Mayenin hərəkəti əsasən ağırlıq qüvvələrinin təsiri hesabına baş verir. Yəni, bu zaman dinamik oxşarlığın əsas tənliyində F qüvvəsinin yerinə ağırlıq qüvvəsinin qiymətini $(G = m \cdot g = \rho \cdot L^3 \cdot g)$ qoymaq lazımdır.

Onda yazmaq olar:

$$\frac{\rho_1 \cdot \upsilon_1^2 \cdot L_1^2}{\rho_2 \cdot \upsilon_2^2 \cdot L_2^2} = \frac{\rho_1 \cdot L_1^3 \cdot g_1}{\rho_2 \cdot L_2^3 \cdot g_2}$$

və ya

$$\frac{\upsilon_1^2}{g_1 \cdot L_1} = \frac{\upsilon_2^2}{g_2 \cdot L_2}$$

Beləliklə, alınan ifadə ***Frudun qanunu*** adlanır və bu zaman ölçüsüz Frud ədədi (meyarı) $Fr = \upsilon^2 /(gL)$.

Frudun oxşarlıq qanunu o axınların modelləşdirilməsində o vaxt istifadə olunur ki, bütün qüvvələrdən əsas təsir edəni yalnız ağırlıq qüvvələri olsun (məsələn, bir çox dəniz hidrotexniki qurğularının modelləşdirilməsi, dalğa müqavimətinin öyrənilməsi zamanı və s.).

Əgər maye axını zamanı əsas təsir edici qüvvə səthi gərilmə qüvvəsi olarsa (məsələn, kapilyardan mayenin axması zamanı), onda dinamik oxşarlıq tənliyində həmin qüvvəni $F = (\sigma / L)L^2 = \sigma \cdot L$ ($\sigma -$ səthi gərilmə əmsalıdır) yazmaqla alarıq:

$$\frac{\rho_1 \cdot \upsilon_1^2 \cdot L_1^2}{\rho_2 \cdot \upsilon_2^2 \cdot L_2^2} = \frac{\sigma_1 \cdot L_1}{\sigma_2 \cdot L_2}$$

və ya

$$\frac{\rho_1 \cdot \upsilon_1^2 \cdot L_1}{\sigma_1} = \frac{\rho_2 \cdot \upsilon_2^2 \cdot L_2}{\sigma_2}$$

Bu zaman alınan ifadə ***Veberin oxşarlıq qanunu***, ölçüsüz kəmiyyət $(\rho\upsilon^2 L)/\sigma = W_c$ - Veber ədədi (meyarı) olacaqdır.

Nəzərə almaq lazımdır ki, əksər hallarda bütün oxşarlıq qanunlarının eyni vaxtda yerinə yetirilməsi təcrübi olaraq qeyri-mümkündür. Ona görə də hidravliki modelləşdirmə zamanı adətən həlledici rola malik olan qanunu nəzərə almaq kifayət edir. Boru hidravlikası üçün əsas oxşarlaq meyarı, qeyd olunduğu kimi Reynolds ədədi hesab edilir.

1.16.1. Ölçülər nəzəriyyəsinə əsasən təzyiq itkisinin axın parametrlərindən asılılığının tədqiqi

Ölçülər nəzəriyyəsi və onun əsasını təşkil edən π-teoreminə əsaslanaraq nəinki hidrodinamiki oxşarlıq şərtlərini, həmçinin fiziki kəmiyyətlər arasında olan rasional kombinasiyaları müyyən etmək mümkündür. Ölçülər nəzəriyyəsinə görə prosesi xarakterizə edən kəmiyyətlərin sayını əsas ölçülü kəmiyyətlərin (kütlə-M, uzunluq-L və zaman-T) sayı qədər azaltmaq olar.

Asılı ölçülü kəmiyyətlərin ölçü vahidləri isə bu kəmiyyətləri əsas ölçülü kəmiyyətlərlə əlaqələndirən riyazi ifadələrlə müəyyən edilir.

Boru hidravlikasında asılı olmayan ölçülü kəmiyyətlər kimi adətən, xarakterik uzunluq (d), sürət (υ) və sıxlıq (ρ) seçilir və bunlar hər bir ölçüsüz kəmiyyət kombinasiyasına daxil olur (məsələn, Reynolds ədədinə).

Boru hidravlikasında rast gələn və maye axınının hərəkətini müəyyənləşdirən əsas kəmiyyətlərin ölçü vahidlərini göstərək:

- ***Qüvvə:*** $$[F]=[m\,a]=M\frac{L}{T^2}=MLT^{-2};$$

- ***Sıxlıq:*** $$[\rho]=\left[\frac{m}{V}\right]=\frac{M}{L^3}=ML^{-3};$$

- ***Təzyiq qradiyenti:*** $$\left[\frac{\Delta P}{\ell}\right]=\left[\frac{F/S}{\ell}\right]=\frac{MLT^{-2}}{L\cdot L^2}=ML^{-2}T^{-2};$$

- ***Özlülük:*** $$[\mu]=\left[\frac{\tau}{du/dr}\right]=\left[\frac{F}{S}\cdot\frac{dr}{du}\right]=\frac{MLT^{-2}\cdot L}{L^2\cdot T^{-1}\cdot L}=ML^{-1}T^{-1};$$

- ***Kütlə sürəti:*** $$[\rho\upsilon]=ML^{-3}\frac{L}{T}=ML^{-2}T^{-1};$$

- ***Xüsusi çəki:*** $$[\rho g]=ML^{-3}\frac{L}{T^2}=ML^{-2}\cdot T^{-2}$$

Hidrodinamikada sürtünmə (μ), təzyiq $\left(\frac{\Delta P}{\ell}\right)$ və ətalət qüvvələrinin (ρ) müqayisəsini xarakterizə edən ölçüsüz kəmiyyətlərdən istifadə olunur. Məsələn, ətalət və sürtünmə qüvvələrinin müqayisəsini ρ/μ göstərən Reynolds ədədinin aşağıdakı ölçüsüz kəmiyyətlərlə qiymətləndirilməsinə baxaq:

$$\frac{\rho}{\mu}\upsilon^x \cdot d^y = M^0 \cdot L^0 \cdot T^0$$

$$\frac{ML^{-3}}{ML^{-1} \cdot T^{-1}} \cdot L^x \cdot T^{-x} \cdot L^y = M^0 L^0 T^0$$

Buradan $x = 1$, $y = 1$ alındığı üçün qeyd olunan qüvvələrin müqayisəsi (nisbəti) üçün $\rho\upsilon d/\mu = \mathrm{Re}$ ölçüsüz Reynolds ədədi alınır.

İndi ölçülər nəzəriyyəsinə əsasən sıxılmayan mayenin silindirik hamar boruda qərarlaşmış hərəkəti zamanı axın parametrlərindən asılı olaraq təzyiq itkisinin tapılmasına baxaq. Məsələn, d diametrli, ℓ uzunluğuna malik boru kəməri hissəsində təzyiqin düşməsi ΔP asılılığının strukturunu müəyyən etməkdən ibarətdir. Beləliklə, fiziki mülahizələrə əsaslanaraq təzyiqlər fərqi üçün ümumi halda, yuxarıda qoyulan şərtləri nəzərə alaraq yazmaq olar.

$$\Delta P = \Delta P(\ell, d, \upsilon, \rho, \mu)$$

$\pi -$teoreminə əsasən göstərilən 6 kəmiyyətdən 3 aşağıdakı ölçüsüz π-kəmiyyətlərini quraşdırmaq olar.

$$\frac{\Delta P}{\rho\upsilon^2}; \quad \frac{\ell}{d}; \quad \frac{\upsilon \cdot d \cdot \rho}{\mu}$$

Beləliklə, $\frac{\Delta P}{\rho\upsilon^2}$ kəmiyyəti bir funksiya kimi iki ölçüsüz arqumentdən asılı olacaqdır:

$$\Delta P/(\rho\upsilon^2) = f\left(\frac{\ell}{d}, \quad \frac{\upsilon\, d\, \rho}{\mu}\right)$$

Boru xətli boyunca sərhəd şərtləri dəyişmədiyi üçün ($d = const$, hamar səth), $\Delta P -$nin $\ell -$dən asılılığını xətti qəbul etsək, alarıq:

$$\frac{\Delta P}{\rho \upsilon^2} = \frac{\ell}{d} f_*(\text{Re})$$

$2f_*(\text{Re}) = \lambda$ işarələməsi qəbul etsək,

$$\Delta P = \lambda \frac{\ell}{d} \cdot \frac{\upsilon^2}{2} \cdot \rho$$

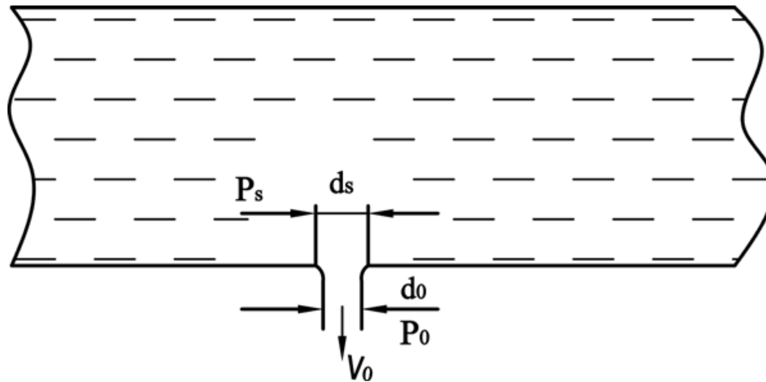
Sonuncu ifadə hamar boruların əsas hesablanması düsturu qəbul olunmaqla təcrübdə yoxlanılmış ***Darsi-Veysbax*** düsturu adlanır.

1.16.2. Ölçülər nəzəriyyəsinə əsasən boru kəmərindən neft sızmasının təyini

Tutaq ki, neft kəmərində hər hansı bir səbəbdən, məsələn korroziyadan diametri d_s olan deşik əmələ gəlib və həmin deşikdən neft ətraf mühitə axır. Sızma yerində borudaxili təzyiqi P_s, boruxaricindəki təzyiqi P_0 qəbul edək. Baxılan hal üçün ağırlıq qüvvəsi nəzərə alınmır. Deşikdən neftin axması zamanı axının daralması baş verdiyi üçün şırnağın diametrini d_0 qəbul edək ($d_0 < d_s$), (şəkil 1.13).

Beləliklə, mülahizələrə əsasən baxılan məsələ üçün təyinedici kəmiyyətlər d_s, $\upsilon, \rho, \Delta P, \mu$ olacaqdır. Ölçülər nəzəriyyəsinə görə göstərilən bu kəmiyyətlərin sayı $n = 5$ olduğu üçün, $n - 3$ sayda, yəni 2 ölçüsüz kəmiyyət düzəltmək olar.

Bu kəmiyyətlər $\Delta P / (\rho \upsilon^2)$ və $\upsilon d_s \rho / \mu$ olduğu üçün aşağıdakı asılılığı yazmaq olar $(\Delta P = P_s - P_0)$:



Şəkil 1.13. Neftin təzyiq altında boru kəmərindəki deşikdən axması

$$2\Delta P/\left(\rho\upsilon^2\right) = f(\mathrm{Re})$$

Sonuncu ifadədən neftin axma sürəti

$$\upsilon = \frac{1}{\sqrt{f(\mathrm{Re})}}\sqrt{2\frac{\Delta P}{\rho}}$$

olacaqdır.

Əgər υ axının orta sürəti olarsa, onda onu sıxılan axına, yəni diametri d_0 olan canlı kəsiyə aid etmək lazımdır. Onda axan neftin sərfi üçün alarıq:

$$Q = \frac{1}{\sqrt{f(\mathrm{Re})}}\frac{\pi d_0^2}{4}\sqrt{2\frac{\Delta P}{\rho}}$$

Axının sıxılma əmsalını $\varepsilon\left(\varepsilon = \frac{d_0}{d_s}\right)$, $f(\mathrm{Re}) = \xi$ ilə işarə etsək alarıq:

$$Q = \frac{\varepsilon}{\sqrt{\xi}}\frac{\pi d_s^2}{4}\sqrt{2\frac{\Delta P}{\rho}}$$

Hidravlikada $\frac{1}{\sqrt{\xi}} = \varphi -$ sürət əmsalı, $\varepsilon\varphi = k_s -$sərf əmsalı adlandırıldığını nəzərə alsaq, kəmərdən sızan neftin sərfini hesablamaq üçün aşağıdakı düsturu alarıq:

$$Q = k_s\frac{\pi d_s^2}{4}\sqrt{2\frac{\Delta P}{\rho}}$$

1.17. Kavitasiyalı axınlar

Hidrodinamikada qaynama hadisəsinin bir halı hesab edilən kavitasiya xüsusi maraq doğurur. Kavitasiya hadisəsi hərəkət edən mayedə yerli təzyiqin buxar elastikliyi təzyiqinə qədər düşməsi zamanı baş verir. Kavitasiya ayrı-ayrı qabarcıqlar, həm də maye buxarları ilə dolan bütöv bir «boşluq» şəklində meydana çıxa bilər.

Bu zaman maye, məsələn, su hansı dərəcədə soyuq olmasından asılı olmayaraq qaynayacaq və proses zamanı xeyli miqdarda qaz qabarcıqları əmələ gələcəkdir.

Kavitasiya bir qayda olaraq axının kəsilməzliyi pozulması ilə əlaqədar mayenin hərəkət qanunauyğunluqlarının dəyişməsi və qabarcıqların partlaması zamanı borunun bərk divarının materialının dağılması ilə müşahidə olunur. Bir çox hidrodinamik maşın və qurğular, məsələn, sərfölçən cihazlar zərərli kavitasiya hadisəsinin baş verməsi nəticəsində sıradan çıxır və yararlı olmur. Təsadüfi deyil ki, hidravlik turbinlərin nasos və s. qurğuların pərlərinin kavitasiyadan dağılmalarının səbəbi və mexanizmlərinin tədqiqi əsas və vacib olan texniki problemlərdən hesab edilir.

Tədqiqatlar göstərir ki, təzyiqin düşməsi, sürətin artması zamanı hərəkət edən mayenin özünü necə göstərməsi, onda həll olan qazın miqdarından, bərk hissəcik və qarışıqların olmasından, həmçinin boru divarının vəziyyətindən çox asılıdır. Ümumiyyətlə, kavitasiyanın baş vermə formaları və inkişafı çox müxtəlifdir. Kavitasiyanın iki əsas - başlanğıc və inkişaf etmiş mərhələləri qeyd edilir. Başlanğıc mərhələ qabarcıqların yaranması və böyüməsi ilə xarakterizə olunduğu üçün çox vaxt qabarcıqlı kavitasiya adlanır. Məlumdur ki, normal şəraitdə mayelərdə həmişə diametrləri təqribən 10^{-6} mm olan çox kiçik qaz qabarcıqları olur. Əgər mayenin hərəkəti zamanı onlar aşağı təzyiqli zonalara düşürsə, onda onların ölçüləri böyüyür və sonradan yüksək təzyiq zonasına düşən həmin qabarcıqlar sıxılır və partlayır. Əgər qabarcıqlar intensiv olaraq çoxalmışsa, onda onlar bir-biri ilə birləşərək müxtəlif formalı kavernalar (boşluqlar) da əmələ gətirə bilər. Buxar və ayrılan qazlarla dolmuş bu cür kavernaların əmələ gəlməsi inkişaf etmiş kavitasiya hadisəsi üçün çox xarakterikdir.

Kavitasiya hadisəsini şəffaf Venturi borusunda (kavitasiya borusu da adlanır) əyani müşahidə etmək mümkündür.

Kavitasiya hadisələrinin əsas kəmiyyəti və oxşarlıq meyarı ***kavitasiya ədədi*** (≥) hesab edilir.

$$æ = (P_\infty - P_k)/(0{,}5\,\rho u_\infty^2)$$

harada ki, P_∞ və u_∞ - sonsuzluqda axının təzyiqi və sürəti; P_k – kavernadakı təzyiqdir

Kavitasiya ədədi həm də $P_\infty - P_k$ təzyiqlər fərqinə görə tərtib olunmuş Eyler ədədidir və onun kavitasiyanın başlanmasını göstərən qiyməti ***böhran qiyməti*** (æ$_{böh}$) adlanır. Qaz qabarcıqlarının artımı müəyyən olunmuş $P_{бюц}$ təzyiqində başlandığı üçün ≥$_{böh}$-nın qiymətinə məhz həmin təzyiq uyğun gəlməlidir. Hesab etmək olar ki, $P_{бюц}$ elə doymuş buxar təzyiqinə P_d bərabərdir ($P_{бющ} = P_d$). Bu təzyiq sürətin maksimal qiymətinə (u_m) uyğun gələn nöqtədə yaranır. Həmin sürətin sonsuzluqda kavitasiyanın baş verməsinə uyğun qiymətini ($u_{\infty 3}$) tapmaq üçün $u = u_m$, $P = P_{\min} = P_d$ olan nöqtədə təzyiq əmsalı üçün məlum olan aşağıdakı ifadəni yazmaq olar:

$$\overline{P}_{\min} = \frac{P_d - P_\infty}{\rho U_\infty^2 / 2}$$

buradan

$$U_{\infty s} = \sqrt{\frac{2}{\rho} \frac{P_d - P_\infty}{\overline{P}_{\min}}}$$

Nəzərə alsaq ki, baxılan nöqtədə $\overline{P}_{\min} \prec 0$, onda belə nəticəyə gəlmək olar ki, P_∞-nin qiyməti çoxaldıqca $U_{\infty k}$ -nin qiyməti artacaqdır. Ona görə də sürətin verilən $U_{\infty s}$ qiymətində P_∞ təzyiqini artırmaqla kavitasiyanın qarşısını almaq mümkündür.

Əgər P_∞ təzyiqi sərbəst səthdə batırılmaqla yaradılırsa, yəni $P_\infty = P_0 + \rho gh$ (harada ki, h – batırılma dərinliyi, P_0 – sərbəst səthə düşən təzyiqdir), onda h – ı çoxaltmaqla kavitasiyanın qarşısını almaq olar.

Kavitasiyanın böhran ədədi (æ$_{böh}$) kavitasiyanı xarakterizə edən əsas meyardır. Sürətin verilmiş qiymətində mayenin məlum xassələrində kavitasiya ədədinin kiçik olması yerli müqavimətin girişində təzyiqin doymuş buxarın təzyiqinə yaxınlaşdığını göstərir. Belə kommunikasiyalar mütləq təzyiqin kiçik qiymətlərində kavitasiyasız işləyə bilir ki, bu da çox vacib məsələdir (məsələn nasosların sorma boruları üçün).

Odur ki, müxtəlif hidravliki sistemlərin və maşınların konstruksiyalarının layihələndirilməsi zamanı kavitasiya ədədinin azaldılması çox əhəmiyyətlidir.

Neft və neft məhsullarının boru kəmərləri ilə nəql olunmasında kavitasiya hadisəsinin xüsusiyyətlərini nəzərə almaq zəruridir. Neftin və başqa mayelərin kavitasiya göstəricisi olan doymuş buxar təzyiqi təkcə temperaturdan deyil, həm də neftin tərkibi, qaz və maye fazalarının nisbətindən asılıdır. Axan mayenin özlülüyünün kavitasiya hadisəsinə təsiri böyükdür. O, bir tərəfdən yerli müqavimətin girişində hidravliki itkilər artdığı üçün təzyiqi azaldır, digər tərəfdən isə $æ_{böh}$-nı artırır.

Kavitasiya dözülməz və təhlükəli hidravliki hadisədir. O, təkcə borunun daralan yerində deyil, başqa yerlərində, cisim ətrafında da axma profilinin dəyişməsi nəticəsində yerli sürətin artıb, yerli təzyiqin azalmasını təmin edən bütün hallarda baş verir.

Ümumiyyətlə, kavitasiya boruda mayenin, mayedə cismin hərəkət sürətinin artırılmasına qarşı sərt bir maneə hesab edilir.

Kavitasiya hadisəsi metalları «yeməklə» hidravliki maşın və qurğuların fəaliyyətini xeyli məhdudlaşdırır, bəzi hallarda isə onları sıradan çıxarır.

Kavitasiyanın qarşısını almaq, məhdudlaşdırmaq məqsədilə yüksək təmizlik dərəcəsi tələb olunan maşın hissələrindən, kavitasiyalı təmizləmə qurğu və texnologiyalarından istifadə olunur. Neft-mədən praktikasında boruların daxili səthinin laklarla və s. ilə işlənməsi nəticəsində səthin hamarlıq dərəcəsi xeyli artır və onun üzərinə hissəciklərin yapışma, çökmə ehtimalı və şəraiti xeyli azalır. Tədqiqatlar göstərir ki, boruların daxili səthini kavitasiya qurğusu ilə təmizlədikdə səth güzgü kimi hamar olur. Bu isə öz növbəsində boruda mayenin hərəkəti zamanı hidravliki müqaviməti əhəmiyyətli şəkildə azaldır.

Yoxlama sualları

1. ***Mayelərin təsnifatı necə aparılır? Homogen və heterogen mayelər nə ilə fərqlənir?***
2. ***Mayelərin reologiyası, reofiziki xüsusiyyətləri nəyi nəzərdə tutur?***
3. ***Neftlər niyə müxtəlif olur və onların tərkibi necədir?***
4. ***Mayenin sıxlığı ilə xüsusi çəkisi arasında nə kimi asılılıq var?***
5. ***Mayelərin sıxılması və genişlənməsi hansı amillərin hesabına baş verir?***
6. ***Təbii qazların neftdə həll olması nə ilə xarakterizə olunur?***
7. ***Henri qanunu nəyi ifadə edir?***
8. ***Doyma təzyiqi nədir və ona hansı amillər təsir edir?***
9. ***Doymuş buxar elastikliyi və kavitasiya haqqında nə bilirsiniz?***
10. ***Mayelərin özlülüyü nəyi xarakterizə edir?***
11. ***Mayelər reoloji xüsusiyyətlərinə görə necə təsnif olunur?***
12. ***Effektiv özlülük, özlü-elastik, özlü-plastik, dilatant mayelər haqqında nə bilirsiniz?***
13. ***Özlülük necə təyin olunur? Kross üsulunun mahiyyəti nədən ibarətdir?***
14. ***Hidrostatik təzyiq necə yaranır?***
15. ***Hidrostatik paradoks nədir?***
16. ***Sualtı boru kəmərlərinin ballastirovkası hansı qanuna əsasən aparılır?***
17. ***Mayelərin hərəkətini öyrənmək üçün Eyler və Laqranj prinsipləri nə ilə fərqlənir?***
18. ***Qərarlaşmış hərəkət dedikdə nə başa düşülür?***
19. ***Maye axınının hidravliki elementlərini deyə bilərsinizmi?***
20. ***Kəsilməzlik tənliyi nəyi ifadə edir?***
21. ***Sərfin sabitliyi qanunu nəyi göstərir?***
22. ***Maye axınının gücü necə tapılır?***
23. ***Real mayelər üçün Bernuli tənliyi nəyi ifadə edir?***
24. ***Hidravliki müqavimət nədir və hansı növləri var?***
25. ***Boru kəmərində hərəkət rejimləri nədən asılıdır?***
26. ***Boru hidravlikasının əsas hidrodinamik oxşarlıq meyarı hansıdır?***

27. ***Ölçülər nəzəriyyəsinin boru hidravlikasında tətbiqi ilə hansı məsələləri həll etmək olar?***
28. ***Kavitasiyalı axınlar nə vaxt və hansı şəraitdə yaranır?***

2-ci FƏSİL

MAGİSTRAL NEFT-QAZ KƏMƏRLƏRİNİN NASOS VƏ KOMPRESSOR QURĞULARI

Artıq qeyd olunduğu kimi neft qaz kəmərlərinin əsas tərkib hissələrinə boru xəttləri ilə yanaşı neft və neft məhsullarının nəqli üçün tikilən nasos stansiyaları və qazların nəqlini həyata keçirən kompressor stansiyaları da aiddir.

Nasos və kompressor stansiyalarının enerji daşıyıcılarının nəqlində vacibliyini və boru kəmərləri ilə birgə hidrodinamik sistem təşkil etdiyini nəzərə alaraq bu fəsildə onlar haqqında qısa da olsa məlumat verilmişdir.

2.1. Magistral neft və neft məhsulları kəmərlərinin nasosları

2.1.1. Nasoslar və onların təsnifatı

Mayenin həndəsi hündürlüyə qaldırılması və ya onun bir yerdən başqa yerə nəql edilməsi üçün tətbiq edilən hidravlik maşınlara ***nasos*** deyilir.

Nasoslar mühərrikdən alınan mexaniki enerjini vurulan mayenin mexaniki enerjisinə, yəni potensial təzy iq ($\frac{p}{\rho g} + z$) və kinetik vəziyyət ($\frac{\upsilon^2}{2g}$) enerjisinə çevirir.

Nasoslar iş prinsipi və konstruktiv quruluşlarına görə bir-birindən fərqlənir və müxtəlif mayelərin (su, neft, neft məhsulları və s.) vurulması (nəql edilməsi) üçün istifadə olunur.

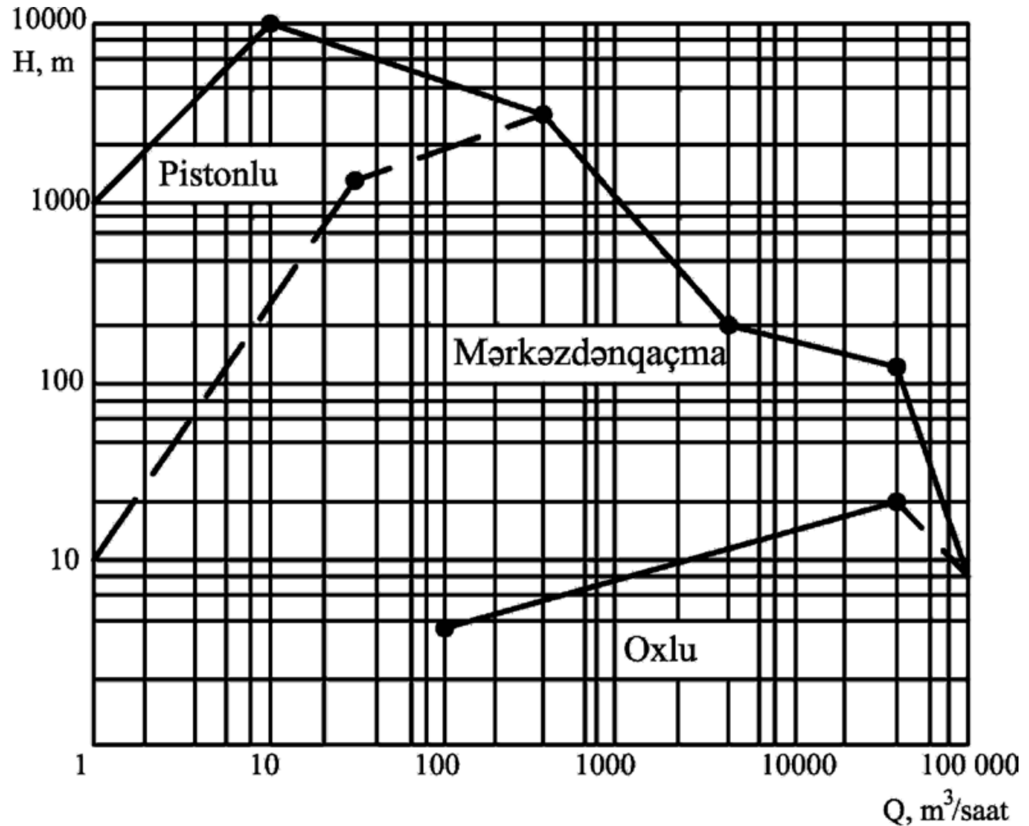
Təsir prinsipinə görə nasoslar iki qrupa bölünür: ***həcmi (sıxışdırma) və kürəkli nasoslar.***

Həcmi nasoslar iş prosesi zamanı təzyiq enerjisini ($\frac{p}{\rho g}$) dəyişdirir. Bunlara pistonlu (və ya porşenli) və rotorlu nasoslar aiddir.

Pistonlu nasoslar da öz növbəsində pistonlu və plunjerli olur. Rotorlu nasoslar qrupuna isə lövhəli, dişli çarxlı, vintli, pistoncuqlu və s. tipli nasoslar daxildir.

Kürəkli nasoslar təzyiq və kinetik enerjinin cəmini ($\frac{p}{\rho g}+\frac{\upsilon^2}{2g}$) dəyişdirir.. Bu tip nasoslara mərkəzdənqaçma və oxlu (propellerli) nasoslar aiddir.

Müxtəlif tipli nasosların tətbiq sahəsi ($H-Q$) loqarifmik koordinatlarında şəkil 2.1- də göstərilmişdir.



Şəkil 2.1. Müxtəlif tipli nasosların tətbiq sahələri

2.1.2. Nasosların energetik göstəriciləri (hidravliki parametrləri)

Təsir prinsipi və təyinatından asılı olmayaraq nasosların əsas energetik göstəriciləri və ya hidravliki parametrləri verim, basqı və ya təzyiq, güc və f.i.ə hesab edilir. Mərkəzdənqaçma nasosları üçün qeyd olunan parametrlərdən əlavə tezgedişlilik əmsalı və buraxılabilən kavitasiya ehtiyatı göstəriciləri də nəzərə alınmalıdır.

- ***Nasosun verimi***, yaxud ***məhsuldarlığı*** vahid zaman ərzində onun basqılı boru kəmərinə verdiyi mayenin miqdarına deyilir və m^3/s, $m^3/dəq$, $m^3/saat$, yaxud ℓ/s ilə ölçülür. Nasosun verimini çəki miqdarı ilə (G) ifadə etmək zərurəti olduqda həcm miqdarını (Q) mayenin xüsusi çəkisinə (γ) vurmaq lazımdır ($G = \gamma \cdot Q$).
- ***Nasosun yaratdığı basqı***, yəni mayenin nasosun girişi və çıxışında tam xüsusi enerjisinin fərqi, vurulan maye sütunu (metrlə) ifadə olunur. Basqı, mayenin Z həndəsi hündürlüyə qalxmasına (mayenin qəbul çənindəki səviyyəsindən vurma borusundan çıxma nöqtəsinədək), sorma və vurma boru kəmərlərinin uclarındakı təzyiqlər fərqinin ($\frac{P_2 - P_1}{\rho g}$) və kəmərlərdəki hidravliki müqavimətlərin ($\sum h_{сор}$ və $\sum h_{вур}$) dəf edilməsinə sərf olunur.

$$H = Z + \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + \sum h_{сор} + \sum h_{вур}$$

Sorma və vurma boru kəmərləri üçün hidravliki müqavimətlər ($\sum h_{сор}$ və $\sum h_{вур}$) ayrıca təyin edilir. Ona görə ki, bu boru xətlərində maye hərəkətinin sürəti və kəmərlərin diametri çox vaxt müxtəlif olur.

Adətən, nasos qurğusu işləyən zaman nasosun yaratdığı tam basqı manometr və vakuumetrin göstəricisinə əsasən aşağıdakı kimi təyin edilir:

$$H = h_{man} + h_{vak} \pm \Delta h + \frac{\upsilon_{vur}^2 - \upsilon_{sor}^2}{2g},$$

burada h_{man} və h_{vak} - uyğun olaraq manometrin $(10 \cdot P_{man})$ və vakuumetrin su sütununun $(10 \cdot P_{vak})$ göstəricisi, m-lə; Δh - manometr və vakuumetr birləşən nöqtələr arasında şaquli məsafə; υ_{sor} вя υ_{vur} - uyğun olaraq manometr və vakuumetr borucuqları birləşən yerlərdə mayenin m/s ilə sürətidir. Əgər manometr nasosun oxundan aşağıda yerləşərsə, onda Δh kəmiyyəti mənfi qiymətdə olacaqdır.

Manometr və vakuumetrin göstəriciləri (metr su sütunu ilə ifadə olunmuş) və bu cihazların birləşdiyi nöqtələr arasındakı şaquli məsafə nasosun ***manometrik basqısı*** adlanır.

$$H_{man} = h_{man} + h_{vak} \pm \Delta h$$

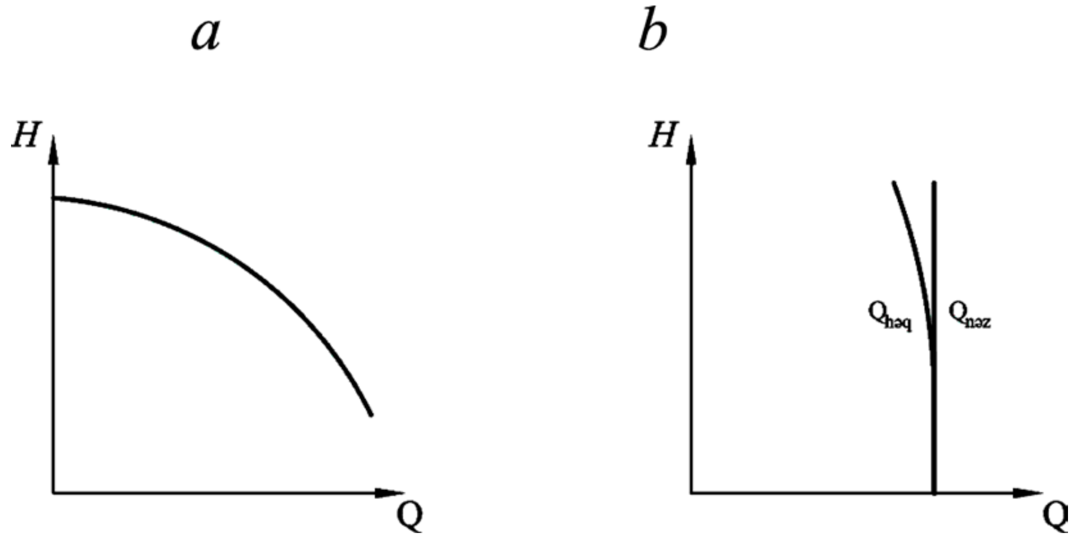
Deməli, nasosun yaratdığı tam basqı aşağıdakı kimi olacaqdır:

$$H = H_{man} + \frac{\upsilon_{vur}^2 - \upsilon_{sor}^2}{2g}$$

Əgər sorma və vurma boru xətlərinin diametrləri eyni olarsa, onda $\upsilon_{vur} = \upsilon_{sor}$ olduğundan nasosun yaratdığı tam basqı manometrik basqıya ($H = H_{man}$) bərabər olacaqdır.

Basqının verimdən asılılığı müxtəlif nasoslar üçün bir-birindən fərqlənir. Məsələn, neftqazçıxarmada geniş tətbiq olunan mərkəzdənqaçma (a) və porşenli (b) nasosların $H - Q$ işçi xarakteristikaları şəkil 2.2- də verilmişdir.

- ***Nasosun gücü*** vahid zamanda onun gördüyü işdir. Nasosların istismarı prosesində əsasən isə onların sınaqdan keçirilməsi zamanı nasosun və bütün nasos qurğusunun faydalı gücünü, nasosun valına düşən gücü, nasos və nasos qurğusunun tələb etdiyi gücü təyin etmək vacibdir.



Şəkil 2.2. Mərkəzdəqaçma (a) və porşenli (b) nasosların işçi xarakteristikası

- ***Nasosun faydalı gücü (N)*** onun basqı xəttindən çıxan mayenin malik olduğu gücdür. Bu güc $N = Q \cdot P = \rho\, g\, Q\, H$ kimi təyin edilir. Nasos qurğusunun faydalı gücü isə ($N_{n.q.}$) uyğun olaraq $N_{n \cdot q} = \rho g Q H_{n \cdot q}$ kimi tapılır. Burada $H_{n.q.}$ - nasos qurğusunun yaratdığı tam basqıdır.

- ***Nasos valına düşən güc (N_v)*** onun faydalı gücündən (N) iş zamanı enerji itkisi olduğundan həmişə çox olur. Nasosun valına düşən gücü adətən stendlərdə valda burucu momenti ölçmək yolu ilə müəyyən edirlər. İstismar zamanı nasosun valına düşən gücü ölçmək çox çətin olduğu üçün ölçmə əməliyyatı aparılmır.

- ***Nasosun f.i.ə. (η)*** onun faydalı gücünün vala düşən gücə nisbəti olub vahidin hissələri və ya faizlə ifadə olunur:

$$\eta = N / N_V$$

Nasosun f.i.ə. onun hidravliki və mexaniki hissələrinin təkmillik dərəcəsini göstərdiyi üçün f.i.ə-nı qiymətləndirdikdə aşağıdakı ifadədən də istifadə edilir:

$$\eta = \eta_0 \eta_h \eta_m ,$$

burada η_0- həcmi f.i.ə (müxtəlif dərəcəli maye sızmaları hesabına baş verən enerji itkisi); η_h- hidravliki f.i.ə (maye nasosdan keçdikdə hidraliki müqavimətləri dəf etmək üçün enerji itkisi); η_h- mexaniki f.i.ə. (mexaniki enerjinin itkiləri).

Nasosun valına düşən güc adətən aşağıdakı kimi hesablanır:

$$N_v = N_{t\cdot o} \eta_{\text{мцщ}} \cdot \eta_{\text{ют}},$$

burada $N_{t\cdot o}$- nasosun mühərikinin tələb olunan gücü; $\eta_{\text{мцщ}}$- mühərrikin f.i.ə.; $\eta_{\text{ют}}$- mühərrikdən nasosa ötürmənin f.i.ə.

Əgər elektrik mühərriki ilə ötürmə tətbiq olunursa, onda elektrik cərəyanının gücü və ya elektrik enerjisinin sərfi, daxili yanma mühərriki olduqda isə yanacağın sərfi təyin olunmalıdır.

Porşenli nasosların istismarı zamanı isə əsas göstərici indikator gücü (N_i) hesab olunur. Bu güc daxili güc olub nasosun porşeni ilə mayeyə verilən gücü xarakterizə edir və nasosun valına düşən gücdən asılı olaraq $N_i = N_v \cdot \eta_{mex}$ ifadəsinə əsasən tapılır.

Porşenli nasoslar üçün indikator f.i.ə. (η_i) aşağıdakı ifadəyə əsasən təyin edilir:

$$\eta_i = N / N_i = \eta_o \cdot \eta_h$$

- ***Nasosun tezgedişlilik əmsalı (n_s)*** və ya xüsusi tezgedişlilik 0,075 m^3/s verimində 1m basqı yaradan nasosa həndəsi oxşar olan modelin fırlanma tezliyidir.

$$n_s = 3{,}65 n \frac{\sqrt{Q}}{H^{3/4}}$$

Bu ifadəyə əsasən n_s-in qiyməti maksimal f.i.ə. rejimi, nasosun su ilə işləyən halı üçün hesablanılır. Göründüyü kimi Q və H-in eyni qiymətlərində

n_s-i böyük olan nasosların fırlanma tezliyi də çox olmalıdır. Bu cür nasoslar kiçik ölçülü olacaqdır. Eyni fırlanma tezlikli və verimli nasoslardan n_s- i böyük olan nasos aşağı basqı ilə işləyəcək. Eyni fırlanma tezliyinə və basqıya malik olan nasoslardan n_s-i çox olan nasosun verimi daha çox olacaqdır.

- ***Buraxılabilən kavitasiya ehtiyatı (*** Δh_{bb}***)*** nasosun girişində mayenin doymuş buxar elastikliyi təzyiqindən artıq olması tələb olunan minimal xüsusi izafi enerjisidir (metrlə ölçülür.) Başqa sözlə nasosda zərərli kavitasiya hadisəsinin baş verməməsi üçün girişdə yaradılan basqı gərək mayenin buxar elastikliyindən Δh_{bb} qədər çox olsun.

Əgər maye axınında hər hansı bir yerdə mütləq təzyiq doymuş buxar elastikliyi təzyiqindən az olarsa, onda mayedə qabarcıqlar-boşluqlar əmələ gələcək və onları mayenin öz buxarları və hava dolduracaq ki, bu da adətən kavitasiya hadisəsinə gətirib çıxarır. Kavitasiyanın baş verməsi isə bir qayda olaraq səs, vibrasiya və boru divarının erroziya dağılması ilə müşahidə olunur.

Bu baxımdan buraxılabilən sorma hündürlüyü və ya minimal basqı (H_s) aşağıdakı kimi qiymətləndirilə bilər:

$$H_s = \frac{P_a}{\rho g} - \frac{P_{бух.еп}}{\rho g} - \Delta h_{bb} - h_W ,$$

burada P_a- qəbul çənində mayenin səthindəki mütləq təzyiq; $P_{bux.el}$- nəql temperaturunda mayenin buxar elestikliyi təzyiqi; Δh_{bb}- buraxıla bilən kavitasiya ehtiyatı; h_W – sorma borusunda basqı itkisidir.

Qeyd etmək lazımdır ki, H_s-nin işarəsi müsbət olarsa-sorma hündürlüyünə; mənfi olduqda isə basqıaltı hündürlüyə uyğun gəlir. Praktikada əsasən mayelər bağlı çənlərdən nəql olunduğu üçün, yəni, $P_a = P_{bux.el}$ olduğunu nəzərə alsaq, buraxıla bilən sorma hündürlüyünün ifadəsi aşağıdakı kimi olacaqdır:

$$H_s = -(\Delta h_{bb} + h_w)$$

O hallarda ki, nasosun girişində təzyiq atmosfer təzyiqindən çoxdur (basqıaltı), onda nasosun kavitasiyasız iş rejimi həyata keçirilən, girişdəki minimal izafi basqı aşağıdakı kimi təyin edilir:

$$H_{1b.b} = \frac{P_{bux.el}}{\rho g} + \frac{P_b}{\rho g} + \Delta h_{bb} - \frac{\upsilon_s^2}{2g}, \quad (2.1)$$

burada P_b - barometrik təzyiqdir. Manometrin $H_{1.b.b}$-ə uyğun gələn və metrlə ifadə olunan minimal göstərişi:

$$H_{\min} = H_{1.b.b} \pm h_m \quad (2.2)$$

burada h_m-manometrin sıfırının nasosun oxuna nəzərən hansı hündürlükdə yerləşməsini göstərir (əgər nasosun oxundan yuxarıda olarsa, işarə müsbət, əks halda isə mənfi götürülür).

Nasosun girişində təzyiq atmosfer təzyiqindən az olduqda ən çox buraxılabilən genişlənmə-vakuum (H_{vak}) nasosun oxuna nəzərən aşağıdakı kimi təyin olunur:

$$H_{vak} = \frac{P_s}{\rho g} - \frac{P_{bux.el}}{\rho g} - \Delta h_{bb} + \frac{\upsilon_s^2}{2g} \quad (2.3)$$

Bu zaman vakuumetrin H_{vak}-a uyğun gələn maksimal göstəricisi ($H_{\max}$):

$$V_{\max} = H_{vak} \pm h_V, \quad (2.4)$$

burada h_V – vakuumetrin sıfırının nasosun oxundan hansı hündürlükdə olmasını göstərir (yuxarı-müsbət, aşağı-mənfi).

Beləliklə, (2.1) və (2.3) ifadələri apparat və nasosların qurğuda yerləşməsi sxemlərinin hündürlüyünü, (2.2) və (2.4) isə, nasosların kavitasiyasız iş rejimlərinin təmini üçün basqıaltılı olduqda – minimal, genişlənmə halında isə vakuumetrin maksimal göstəricisidir.

Neft və neft məhsullarını boru kəmərləri ilə uzaq məsafəyə nəql edən əsas nasoslara aşağıdakı tələblər qoyulur:

- nisbətən yüksək basqıların təmin olunması;
- verimin yüksək olması;
- kifayət qədər sərfəliliyi (maksimal mümkün olan f.i.ə);
- fasiləsiz işinin etibarlılığı və uzun müddətliliyi;
- mühərriklərin fırlanma maksimal tezlikliklərindən istifadə olunması;
- yığılması, sökülməsinin rahat və tez olması;
- kompakt olması.

Yuxarıda qeyd olunan tələbatlara ən yaxşı cavab verən mərkəzdənqaçma nasosları hesab edilir.

Mərkəzdənqaçma nasoslarından fərqli olaraq porşenli nasoslar magistral neft və neft məhsulları kəmərlərində az tətbiq olunur. Bu nasoslar əsasən yüksək özlülüklü mayeləri (gül, sement məhlulu, mexaniki qarışığı olan çirkli mayeləri və s.) nəql etmək üçün istifadə olunur.

Kompakt magistral mərkəzdənqaçma nasosları valın maksimal mümkün olan fırlanma tezliyinə (3000 dövr/dəq) layihələndirilir. Valın fırlanma tezliyinin çoxalması ilə nasosa daxil olan mayenin sürəti artır ki, bunun nəticəsində kavitasiya hadisəsi, hətta nasosun işinin dayanması halı da baş verə bilər. Bunun qarşısını almaq üçün əsas mərkəzdənqaçma nasoslarının istismarı zamanı onların girişində müəyyən basqı yaratmaq lazımdır. Bu məqsədlə basqıaltı ilə işləyən köməkçi nasoslardan istifadə olunur. Bu nasoslar neft və neft məhsulları çənləri ilə əsas nasoslar arasında quraşdırılır və beləliklə, kavitasiya hadisəsinin yaranmasının qarşısı alınır.

Əsas nasosla köməkçi nasosun verimi eyni olmalıdır. Yaxşı sorma qabiliyyəti yaratmaq məqsədilə köməkçi nasoslar bir qayda olaraq nisbətən valın kiçik fırlanma tezliyində (730-1450 dövr/dəq) istismar edilir və imkan daxilində onları qidalandıran çənlərə yaxın yerləşdirilir.

Magistral neft kəmərlərində istifadə olunan nasosların işi il ərzində istismar xərclərinin əsas tərkib hissəsini, yəni tələb olunan elektrik enerjisini təyin edir. Odur ki, onların istismarı zamanı əsas diqqət mümkün olan maksimal f.i.ə. əldə olunmasına verilməlidir. Belə ki, f.i.ə-nın 2-5% artırılması il ərzində əhəmiyyətli qənaət əldə olunması deməkdir. Məsələn, əgər bir nasosun tələb etdiyi güc 1500 kvt, ildə iş günlərinin sayı -350 və 1 kvt.saat enerjinin təqribən 0,05 manat dəyərində qiymətləndirildiyini qəbul etsək və nəzərə alsaq ki, ardıcıl birləşdirilmiş 3 nasos işləyir, onda f.i.ə-nın 2% artması zamanı illik mənfəət aşağıdakı kimi olacaqdır:

$$1500 \cdot 350 \cdot 24 \cdot 0{,}05 \cdot 0{,}02 \cdot 3 = 38300 man$$

2.1.3. Mərkəzdənqaçma nasoslarının iş rejimləri

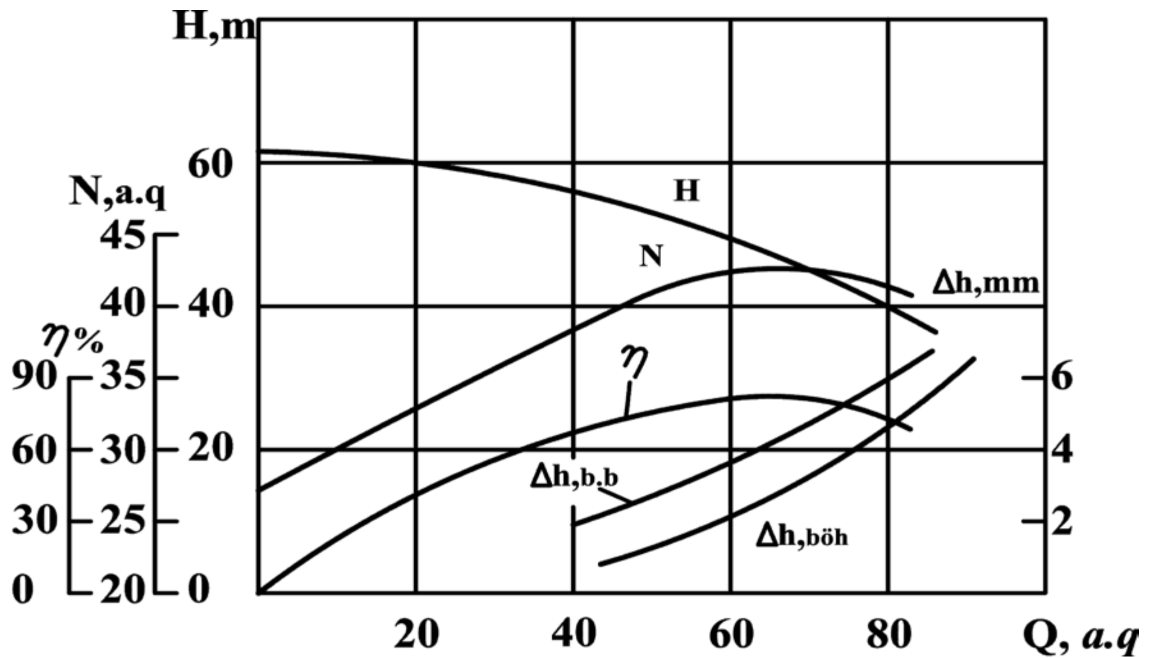
2.1.3.1. İş xarakteristikası

Mərkəzdənqaçma nasosu f.i.ə-nın maksimal qiymətində, yəni həcmi verimin və basqının müyyən qiymətlərinə uyğun rejimdə istismar edilməlidir. Ancaq praktikada nasoslar başqa rejimlərdə də işləyir. Ona görə də basqının, gücün və f.i.ə verilən fırlanma tezliyində nasosun verimindən asılılığının təyininin zərurililiyi yaranır. Bu asılılıqlar şəkil 2.3-də göstərilmişdir və nasosun xarakteristikası adlanır.

Adətən, şəkil 2.3-də göstərilən xarakteristikada qeyd olunanlardan başqa qrafikdə buraxılabilən və böhran kavitasiya ehtiyatları (Δh_{bb} və $\Delta h_{\text{бюш}}$) da göstərilir. Bu xarakteristikaları nasosu hazırlayan zavod verir və onlar mütləq nasosun pasportunda, kataloq və preyskurantlarda göstərilir. Mərkəzdənqaçma nasoslarının xarakteristikalarının böyük əhəmiyyəti vardır.

Bu xarakteristikalar verilən şəraitdə işləmək üçün nasosun seçilməsinə imkan verir, onun mümkün iş rejimlərini göstərir. Nəqlin istismar rejimlərinin analitik hesablanması məqsədilə mərkəzdənqaçma nasosunun $Q-H$ xarakteristikasını aşağıdakı kimi ifadə etmək olar:

$$H = a - b \cdot Q^2, \quad (2.5)$$



Şəkil 2.3. Mərkəzdənqaçma nasosunun xarakteristikası

harada ki, a və b-sabit əmsallar olub nasosun pasport xarakteristikasına əsasən müəyyən edilir. Ümumiyyətlə, (2.5) ifadəsində a əmsalı nasosun işə başlayan anda, bağlı siyirtmə halında ($Q = 0$) yaratdığı basqını ($a = H_{b.s}$), b əmsalı isə (H – Q) əyrisinin dikliyini xarakterizə edir və xarakteristikanın işçi hissəsinə əsasən seçilir.

Həllin rahatlığı və hesablamanın dəqiqliyini artırmaq üçün $H = a - bQ^{2-m}$ ifadəsindən istifadə olunur. Burada m - hərəkət rejiminə əsasən seçilir.

Nasosun ($\eta - Q$) xarakteristikasını aşağıdakı asılılıqla ifadə etmək olar:

$$\eta = kQ - k_1 Q^2 , \qquad (2.6)$$

harada ki, k və k_1- nasosun pasport xarakteristikasından təyin edilən sabit əmsallardır.

Nasosun f.i.ə.-nı aşağıdakı kimi də ifadə etmək olar.

$$\eta / \eta_{\max} = 2Q / Q_{mom} - (Q / Q_{nom})^2 , \qquad (2.7)$$

harada ki, $\eta_{\max}$ –nasosun nominal verimində (Q_{nom}) f.i.ə.–nın maksimal qiymətidir. (2.6) və (2.7) ifadələrini müqayisə etdikdə alırıq.

$$k = \frac{2\eta_{\max}}{Q_{nom}} \; ; \quad k_1 = \frac{\eta_{\max}}{Q_{nom}^2}$$

2.1.3.2. Universal xarakteristikalar

Nasosun universal xarakteristikası onun istismar xüsusiyyətləri haqqında tam məlumat verir və iş rejiminin istənilən nöqtəsini tapmağa imkan yaradır.

Mərkəzdənqaçma nasosunun işçi xarakteristikalarını iki üsulla dəyişmək olar:

- fırlanma tezliyini tənzimləməklə;
- nasosun işçi çarxının xarici diametrini azaltmaqla (yonmaqla).

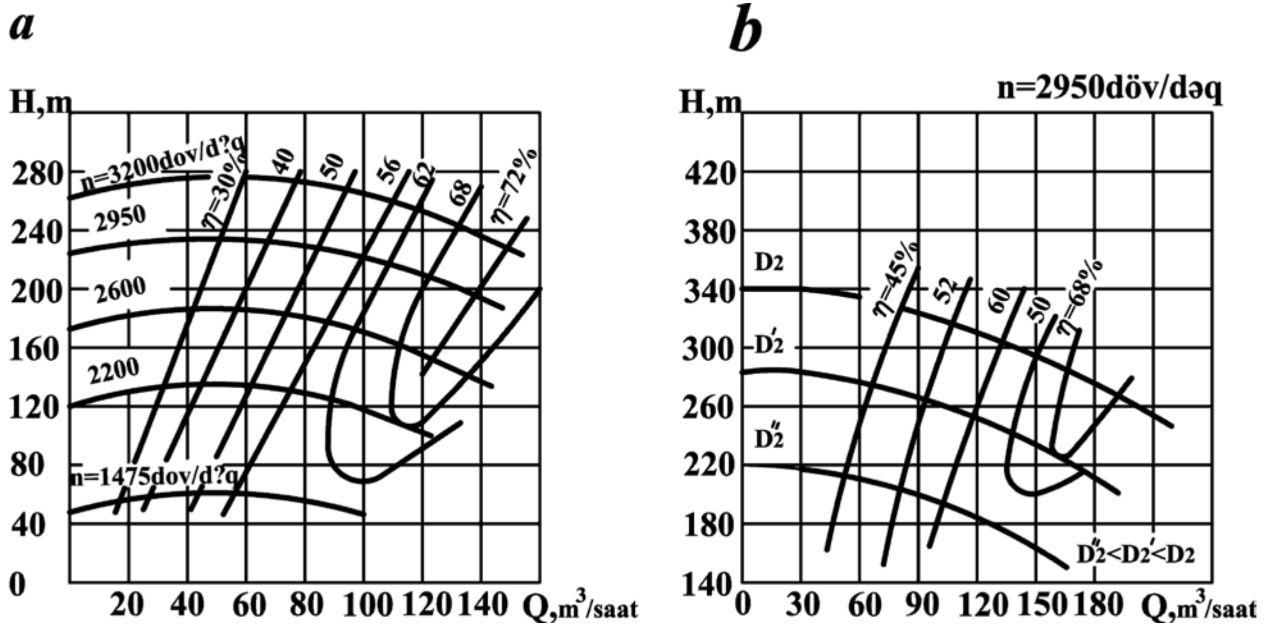
1-ci üsulun mahiyyəti hidravlik oxşarlıq qanunlarına görə verim, basqı və gücün məlum qiymətlərini yenidən hesablamaqdan ibarətdir.

$$\frac{Q}{Q_1} = \frac{n}{n_1} ; \quad \frac{N}{N_1} = \left(\frac{n}{n_1} \right)^3 ,$$

$$\frac{H}{H_1} = \left(\frac{n}{n_1} \right)^2 ; \quad \frac{\Delta h}{\Delta h_1} = \left(\frac{n}{n_1} \right)^2 , \qquad (2.8)$$

burada $Q, H, N, \Delta h$ -valın n fırlanma tezliyində nasosun işinin göstəriciləri; $Q_1, H_1, N_1, \Delta h_1 - n_1$ fırlanma tezliyindəki göstəricilərdir.

(2.8) ifadəsinin köməyi ilə və bir fırlanma tezliyində nasosun məlum xarakteristikasına əsasən onun digər fırlanma tezliyinə uyğun xarakteristikasını hesablamaq olar (şəkil 2.4, a).



Şəkil 2.4. Dəyişən (a) və sabit (b) fırlanma tezliyində nasosun universal xarakteristikası

Bu zaman valın fırlanma tezliyinin artması ilə nasosun f.i.ə bir qədər artır. Nasosda hidravliki itkilər isə gücə mütənasib olaraq dəyişir.

Nasosun valının fırlanma tezliyi çoxaldıqda sorma borusunda mayenin hərəkət sürəti də uyğun olaraq artır və nəticə etibarı ilə kavitasiya hadisəsinə də səbəb ola bilər. Ona görə də fırlanma tezliyinin böyük qiymətinə yenidən hesablama apardıqda buraxılabilən sorma hündürlüyünü yoxlamaq vacibdir.

Nasosun ikinci universal xarakteristikası valın verilən sabit fırlanma tezliyində işçi çarxın xarici diametrinin dəyişilməsi zamanı əldə olunur. Nasosun ikinci universal xarakteristikası valın verilən sabit fırlanma tezliyin-

də işçi çarxın xarici diametrinin dəyişilməsi zamanı əldə olunur.

$$\frac{Q}{Q_1}=\frac{D_2}{D_2^1}\ ;\ \frac{H}{H_1}=\left(\frac{D_2}{D_2^1}\right)^2\ ;\ \frac{N}{N_1}=\left(\frac{D_2}{D_2^1}\right)^2 \qquad (2.9)$$

burada Q, N, H -nasosun çarxının nominal xarici diametrində (D_2) onun işinin göstəriciləri; Q_1, N_1, H_1,- çarxın diametrinin D_2^1 qiymətində nasosun işinin göstəriciləridir. Bu halda xarakteristikada sabit f.i.ə-nın xətləri də çəkilir. (şəkil 2.4, b).

2.1.3.3. Özlülü mayelərin nəqli zamanı nasosların xarakteristikalarının dəyişməsi

Nasosların hazırlandığı zavodların stendləri onların ancaq su ilə sınağını nəzərdə tutduğu üçün nasosun pasportunda xarakteristikalar 20^0S-də suyun özlülüyünə görə ($\nu = 0{,}01$ sm^2/s) göstərilir.

Özlülü mayelərin nəqli zamanı maksimal f.i.ə. rejimində nasosun basqısı və verimi suyun nəqli zamanı olan qiymətdən az olur.

Hətta nasosun su ilə işləyən zaman məlum olan xarakteristikasına istinad edərək təkcə nəzəri nəticələr əsasında özlülü maye nəql edən nasosun xarakteristikasını müəyyən etmək mümkün deyil.

Özlülü mayeləri nəql edən nasosun xarakteristikasını düzləndirici əmsalların köməyi ilə su ilə olan xarakteristikanı yenidən hesablamaqla qururlar. Bunun üçün bir neçə üsul mövcuddur. Ən çox yayılan üsul M.D.Auzenşteyn tərəfindən təklif olunan üsuldur. Valın sabit fırlanma bucaq sürətində və neftin və ya neft məhsulunun dəyişən qiymətində özlülük çoxaldıqca (Q-H) əyrisi aşağı düşür, ancaq bağlı siyirtmə halına uyğun gələn basqı demək olar ki, dəyişməz qalır.

Valın sabit fırlanma tezliyində və mayenin özlülüyü artdıqda (Q-H) əyrisi elə azalır ki, maksimal f.i.ə rejimində tezgedişlilik əmsalı sabit qalır.

$$\sqrt{Q_{su}} / H_{su}^{3/4} = \sqrt{Q_n} / H_n^{3/4},$$

burada Q_{su}, H_{su}, Q_n, H_n - uyğun olaraq su və neft üçün verim və basqıdır. Sonuncu ifadədən,

$$Q_{su} / Q_n = (H_{su} / H_n)^{3/2} \qquad (2.10)$$

(2.10) ifadəsi göstərir ki, hesablamalar üçün özlülü mayenin nəqli zamanı basqı və verim üçün təkcə bir təcrübi düzəldici əmsal vacibdir. İkinci əmsal (2.10) ifadəsinə əsasən hesablana bilər. Lakin praktikada özlülü maye ilə işlədikdə nasosun verimi, basqısı və f.i.ə.-nı K_Q, K_H, K_η düzləndirici əmsallarının köməyi ilə təyin edirlər.

$$Q_n = K_Q \cdot Q_{su} \;\; ; \;\; H_n = K_n H_{su} \;\; ; \;\; \eta_n = K_\eta \cdot \eta_{su}$$

Kavitasiyadan buraxılabilən ehtiyat basqısını (Δh_{bb}) da düzləndirici $K_{\Delta h}$ əmsalının köməyi ilə hesablamaq olar:

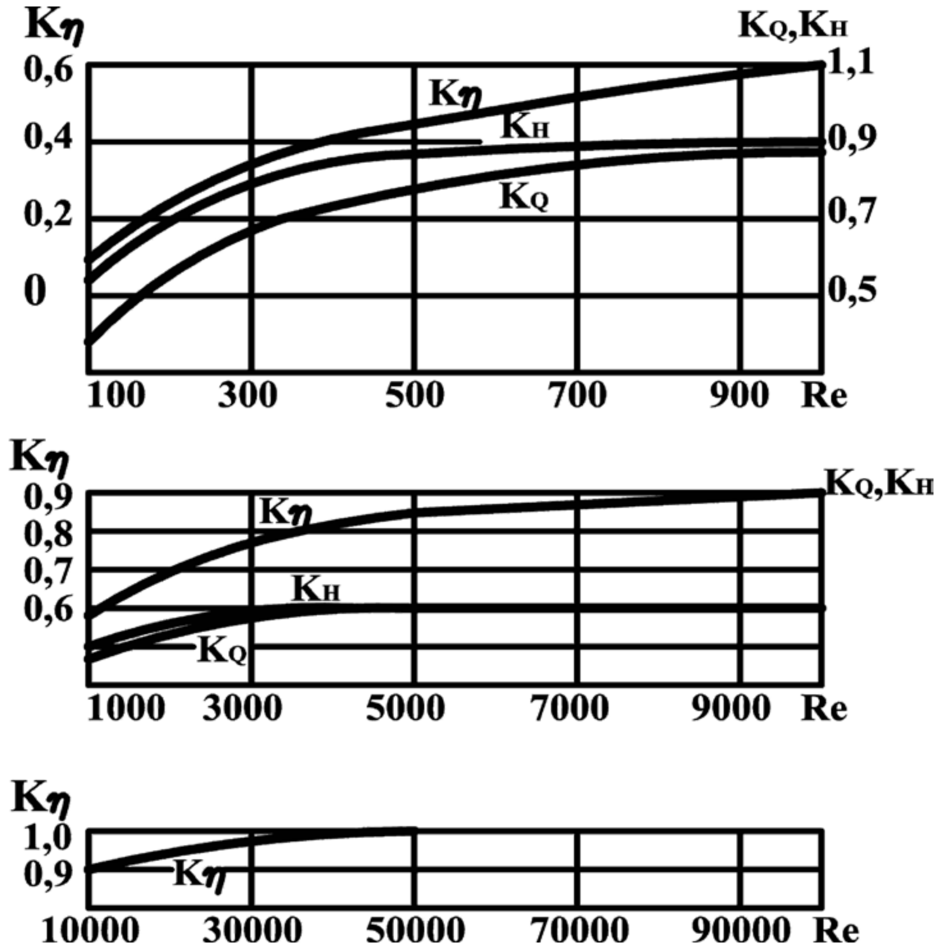
$$\Delta h_{bbn} = k_{\Delta h} \cdot \Delta h_{bb}$$

Tədqiqatlar göstərir ki, K_Q, K_H, K_η, $K_{\Delta h}$ düzləndirici əmsallarını $Q = (0,8 \div 1,2) Q_{nom}$ diapazonunda sabit qəbul etmək olar (burada Q_{nom} – nasosun optimal verimidir) K_Q, K_H və K_η əmsallarını şəkil 2.5-də göstərilən qrafiklərə əsasən təyin edirlər.

Nasosun girişində xüsusi enerjinin lazım olan izafi qiymətini təyin etmək üçün düzləndirici əmsalın Reynolds ədədindən asılılığı şəkil 2.6-da göstərilmişdir.

Düzləndirici əmsalları təyin etmək üçün lazım olan Reynolds ədədini $R_e = Q_{nom} / (D_{ekv} \cdot \nu_t)$ ifadəsinə əsasən təyin edirlər.

Burada ν_t – nəql temperaturunda mayenin kinematik özlülüyü; D_{ekv} - işçi çarxının ekvivalent diametridir.

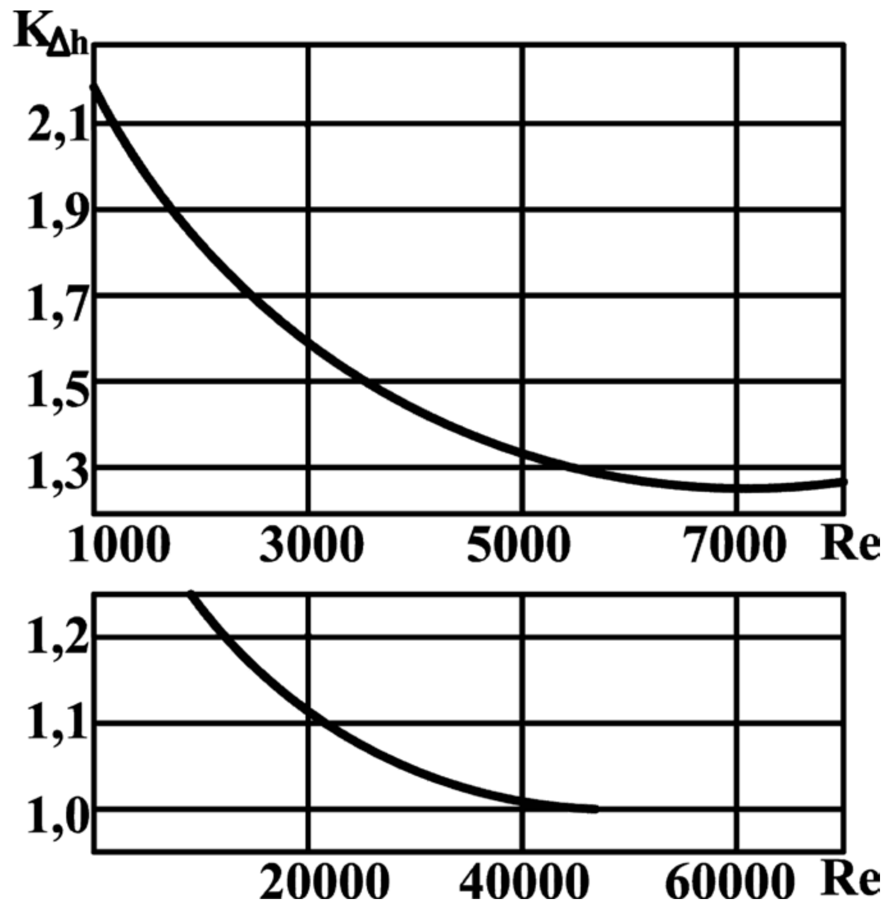


Şəkil 2.5. Düzləndirici əmsalların Reynolds ədədindən asılılığı

$$D_{ekv} = 2\sqrt{D_2 \cdot b_2 \psi} \ ,$$

burada D_2-işçi çarxının xarici diametri, m; b_2 -xarici diametrdə işçi çarxının kürəyinin eni, m; ψ-çıxışda kürəyin kanallarının en kəsiyinin sıxılma əmsalıdır ($\psi = 0{,}9 \div 0{,}95$).

$\mathrm{Re} > 7 \cdot 10^3$ olduqda K_Q və K_H əmsalları vahiddən az fərqlənir, yəni sudan neftə keçəndə hidravliki itkilər çox az artır.



Şəkil 2.6. $K_{\Delta h} = f(\text{Re})$ ***asılılıqları (nasosun girişində)***

k_η əmsalı isə Reynolds ədədinin bu qiymətlərində vahiddən xeyli fərqlənir, ancaq $\text{Re} = 5 \cdot 10^4$ qiymətində k_η əmsalı vahidə uyğun gəlir.

Qeyd etmək lazımdır ki, açıq neft məhsulları (benzin, dizel yanacağı və s.) üçün özlülük suyun özlülüyündən az fərqləndiyi üçün nasosların xarakteristikası praktiki olaraq dəyişməz qalır.

2.1.3.4. Boru kəmərinə işləyən nasosların işçi rejimlərinin təyini

Mərkəzdənqaçma nasosunun iş rejimi həmişə boru kəmərinin hidravliki xarakteristikası ilə əlaqəli baxılmalıdır. Nasosun işçi rejimini təyin etmək üçün ən əlverişli üsul onun kəmərlə birgə xarakteristikasını eyni miqyasda quraraq qrafiki yolla ($Q-H$) əyrilərinin kəsişmə nöqtəsinin tapılmasıdır.

Boru kəmərinin hidravliki xarakteristikası kəmərlə mayeni nəql etmək üçün lazım olan tam basqının (h), sərfdən (Q) asılılığını nəzərdə tutur. ***Tam basqı*** aşağıdakı kimi təyin edilir:

$$h = h_g + h_{h.i} + h_i ,$$

burada h_g – geodezik hündürlük hesabına yaranan basqı ; $h_{h.i.}$-hidravliki müqaviməti dəf edən basqı; h_i-kəmərin sonunda izafı təzyiqi müəyyən edən basqıdır.

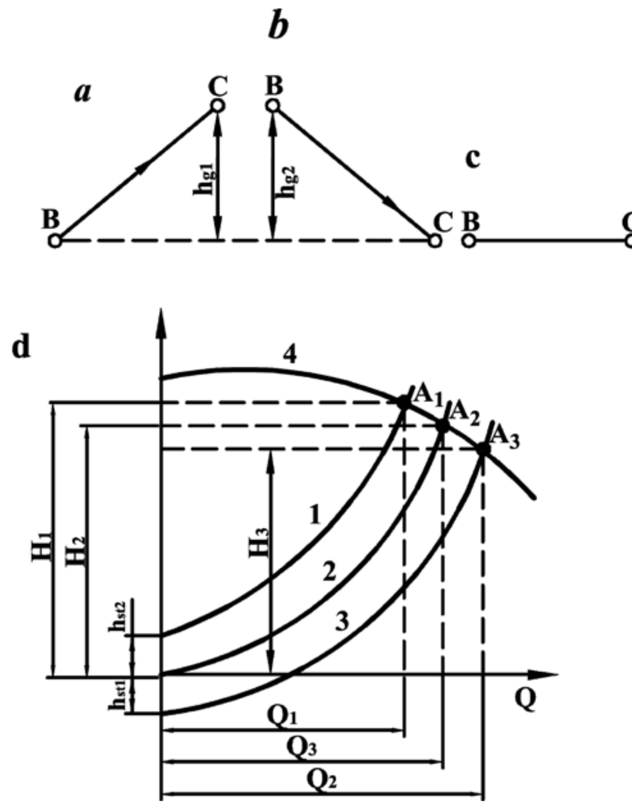
Boru kəmərində hidravliki müqaviməti dəf edən basqı sərfdən asılıdır. ($h_g + h_i$) isə statik basqını xarakterizə edir və sərfdən asılı deyil. Statik basqı müsbət (şəkil 2.7, a.), mənfi (şəkil 2.7, b) və ya sıfra bərabər (şəkil 2.7, c) ola bilər.

Onda tam basqı

$$h = h_{st} + fQ^{2-m} ,$$

harada ki,

$$f = \beta \frac{\nu^m \cdot L}{D^{5-m}} ; \quad \beta = \frac{8A}{4^m \pi^{2-m} \cdot g}$$



Şəkil 2.7. Boru kəməri və mərkəzdənqaçma nasosunun cəm xarakteristikaları

1 – h_{g_1} hündürlüyünə qaldıran zaman kəmərin xarakteristikası (a); 2 - h_{g_2} mailliyi olduqda kəmərin xarakteristikası (b); 3 – horizontal boru kəmərinin xarakteristikası (c); 4 – mərkəzdənqaçma nasosun xarakteristikası

m, A və β kəmiyyətlərinin qiymətləri cədvəl 2.1- də göstərilmişdir.

Cədvəl 2.1

m, A və β kəmiyyətlərinin qiymətləri

(λ-hidravliki müqavimət əmsalıdır)

Axın rejimi	m	A	β
Laminar	1	64	$128/\pi g$
Turbulent (Blazius zonası)	0,25	0,3164	$0{,}242/g$
Turbulent (kvadratik sürtünmə zonası)	0	λ	$8\lambda/(\pi^2 g)$

Horizontal boru kəməri üçün ($h_{st}=0, h_i \approx 0$) hidravliki xarakteristika koordinat başlanğıcından keçən əyridir (şəkil 2.7, d, 3 əyrisi). Bu zaman nasosun işçi rejimi 3 əyrisi ilə (Q-H)-ın kəsişməsindən alınan A_3 nöqtəsi ilə təyin edilir.

Əgər müqavimətdən əlavə nasos h_{g1} hündürlüyünü də dəf etməlidirsə, onda boru kəmərinin hidravliki xarakteristikası statik basqı (h_{st1}) ilə 3 əyrisinin ordinatını xarakterizə edən basqı ilə toplamaq yolu ilə alınır (şəkil 2.7,d, 1 əyrisi).

Əgər C məntəqəsi nasos stansiyasından aşağı yerləşibsə (şəkil 2.7, b), onda nasosun tam basqısı B və C nöqtələrinin geodezik hündürlüklərinin fərqi qədər azalacaq, yəni sərflərin müəyyən qiymətlərində boru xəttində maye öz-özünə axacaqdır. Bu halda boru kəmərinin hidravliki xarakteristikasını 3 əyrisinin ordinatlarından h_{st2}-nin qiymətini çıxmaqla almaq olar (şəkil 2.7, d, 2 əyrisi).

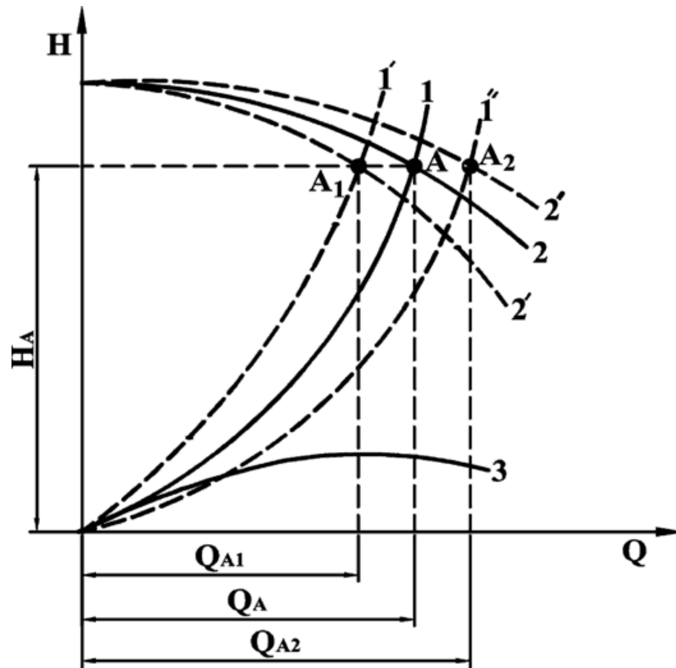
Öz növbəsində $h_{st2}=h_{g2}-h_i$. Hər iki halda nasosun iş rejimi uyğun olaraq 1 və 2 əyrilərinin ($Q-H$) əyrisi ilə kəsişməsindən alınan A_1 və A_2 nöqtələri ilə müəyyən ediləcəkdir.

Nasosun iş rejiminin dəyişmə səbəbləri nəql olunan mayenin dəyişdirilməsi, mayenin temperaturunun mövsümi dəyişməsi və müxtəlif nəql texnologiyaları ola bilər.

Tutaq ki, maye horizontal boru kəməri ilə nəql edilir və şəkil 2.8- də 1 əyrisi bu kəmərin orta illik temperaturu və basdırılma dərinliyi üzrə hidravliki xarakteristikasıdır.

Nəql edilən mayeyə uyğun gələn nasosun xarakteristikası isə şəkildə 2 əyrisi ilə göstərilmişdir. Bu zaman A nöqtəsi nasosun verilən boru kəmərinə işçi rejimini (H_A, Q_A) xarakterizə edən nöqtə olacaqdır. Qış sezonu mayenin

özlülüyü çox olduğu üçün işçi nöqtəsi A_1 nöqtəsinə yerini dəyişəcəkdir (bu nöqtə boru kəmərinin $1'$ və nasosun $2'$ xarakteristikalarının kəsişmə nöqtəsidir).



Şəkil 2.8. Nəql olunan mayenin temperaturunun dəyişməsinin boru kəmərinin iş rejiminə təsiri

Yay sezonunda isə əksinə özlülük azaldığı üçün işçi nöqtə A_2 vəziyyətinə-boru kəmərinin $1''$ və nasosun $2''$ xarakteristikalarının kəsişmə nöqtəsinə yerini dəyişəcəkdir. Sözsüz ki, bu zaman verilən boru kəməri üçün düzgün seçilmiş nasos üçün f.i.ə-nın maksimal qiyməti (3 əyrisi) Q_{A1} və Q_{A2} sərflərinin arasında olan bir sərfə uyğun gələcəkdir.

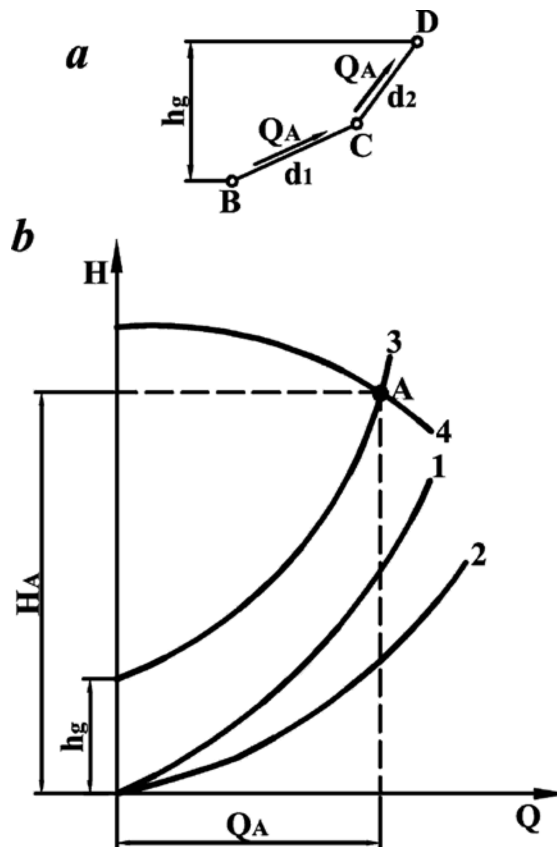
Yuxarıda işçi nöqtəsinin təyini üçün qeyd olunan metod, əgər 1 nasos sabit diametrli 1 boru kəmərinə işləyirsə, çox sadədir. Ancaq praktikada böyük basqı və ya sərfin əldə olunması üçün bir neçə nasosdan istifadə olunur.

Bundan əlavə, boru kəmərinin özü də müxtəlif diametrli və geodezik hündürlüyə malik yerlərdə yerləşən bir neçə hissələrdən də ibarət ola bilər.

Hətta yol boyu boru kəmərində atqı və qoşqu xətləri də mövcud ola bilər. Bütün bu hallarda boru kəmərinin xarakteristikasının qurulması hər bir nasosun və nasos stansiyasının iş rejiminin təyini daha da çətinləşir.

Bəzi hallara baxaq:

- Boru kəməri diametrləri d_1 və d_2 olan iki ardıcıl birləşdirilmiş hissələrdən ibarətdir (şəkil 2.9, a).



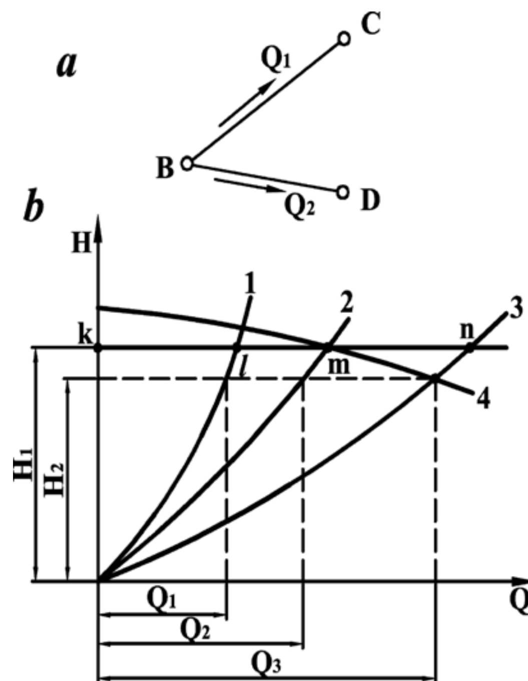
Şəkil 2.9. Mərkəzdənqaçma nasosun və ardıcıl birləşmiş hissələri olan boru kəmərinin birgə xarakteristikası

a – boru kəmərinin sxemi; b– işçi nöqtəsinin qrafiki təyini

Maye B məntəqəsindən D məntqəsinə nəql olunur. Geodezik hündürlüklər fərqi h_g təşkil edir.

Boru kəmərinin 1-ci hissəsinin xarakteristikası 1 əyrisi 2-ci hissənin - 2 əyrisi ilə verilmişdir (şəkil 2.9, b).

- BD boru kəmərinin cəm hidravliki xarakteristikası (3 əyrisi) eyni verimdə 1 və 2 əyrilərinin, həmçinin h_{st} – statik basqısının toplanması ilə alınır. İşçi nöqtə (A), $(h-Q)$ və $(H-Q)$ əyrilərinin kəsişməsinə görə təyin edilir (3 və 4 əyriləri).
- Boru kəməri müxtəlif diametrli və uzunluqlu iki paralel BC və BD hissələrindən ibarətdir. C və D məntəqələri nasos quraşdırılması mənətəqəsi ilə eyni səviyyədə yerləşib (şəkil 2.10, a).



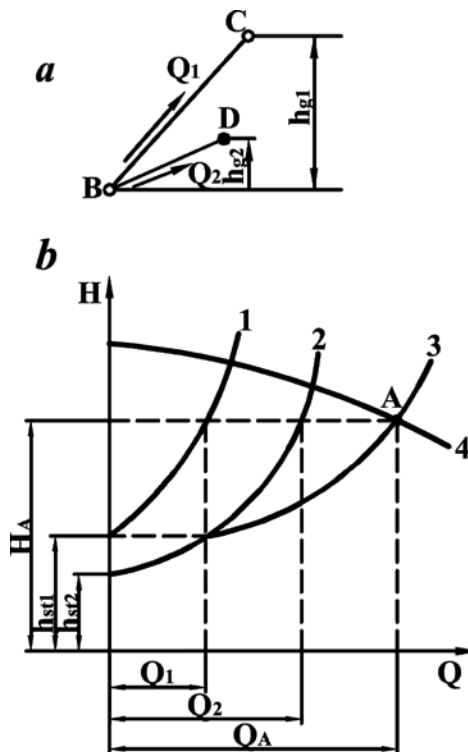
Şəkil 2.10. Mərkəzdənqaçma nasosun və müxtəlif uzunluqlu və diametrli paralel birləşmiş hissələri olan boru kəmərinin cəm xarakteristikası

a, b – şəkil 2.9-da olduğu kimidir

Şəkil 2.10, b-də 1 əyrisi BC hissəsini, 2 əyrisi isə BD hissəsinin hid-

ravliki xarakeristikasıdır. Boru kəmərinin cəm xarakteristikası (3 əyrisi) eyni basqılar üçün hər iki xarakteristikasının toplanması ilə alınır. Məsələn, H_1 basqısında $k\ell$ və km parçaları – uyğun sərflər toplanır və bu basqıda cəm sərf $kn = k\ell + km$ parçasına uyğun gəlir. Bu qayda ilə bütün basqılar diapazonu üçün cəm sərflər müəyyən edilir. İşçi A nöqtəsi cəm 3 əyrisi ilə 4 xarakteristikasının kəsişməsinə görə təyin edilir. Bu zaman boru kəmərindəki sərf A rejimində H_A basqısının əyrisi ilə boru kəmərinin müvafiq hissələrinin xarakteristikalarının kəsişməsinə əsasən müəyyən edilir. Q_A verimi boru kəmərinin BC və BD hissələrinin uyğun Q_1 və Q_2 sərflərinin cəminə bərabərdir.

- Boru kəməri (şəkil 2.11, a) başlanğıc B məntəqəsindən uyğun olaraq h_{g1} və h_{g2} hündürlükdə yerləşən C və D son məntəqələrindən ibarətdir.

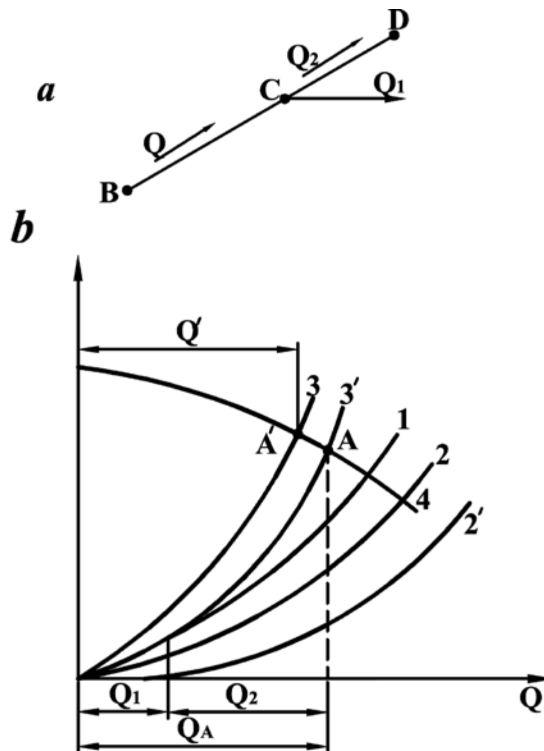


Şəkil 2.11. Nivelir hündürlükləri nəzərə alınmaqla iş rejimi qrafikləri

a, b – şəkil 2.9- da olduğu kimidir

Bu halda boru kəmərinin cəm hidravliki xarakteristikasının və işçi nöqtəsinin təyin olunma qaydası bundan əvvəlki hallarda göstərilən kimidir.

- Boru kəməri (şəkil 2.12, a) başlanğıc B məntəqəsindən müəyyən məsafədə sabit Q_1 sərfinə malik C atqı xəttinə (məntəqəsinə) malikdir. Nasosun işçi rejimini təyin etmək üçün boru kəmərinin BC hissəsinin hidravliki xarakteristikasını (şəkil 2.12, b, 1 əyrisi) sərfin bütün dəyişmə



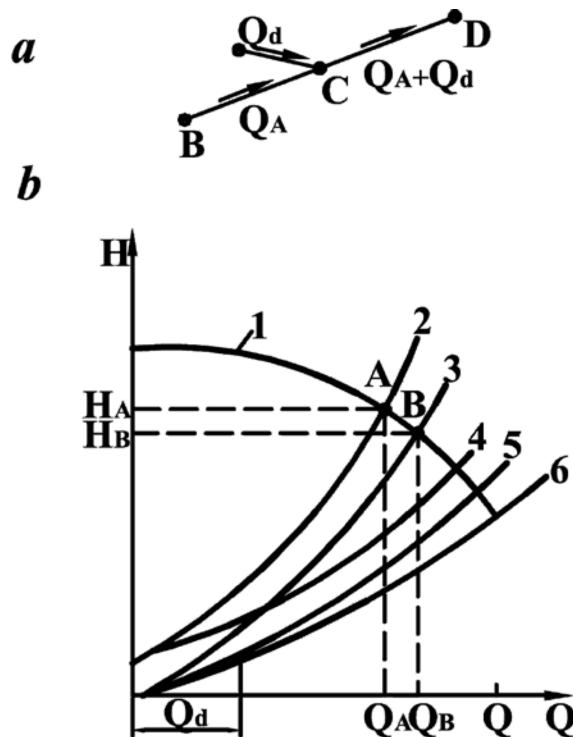
Şəkil 2.12. Atqı xətti olduqda mərkəzdənqaçma nasosunun iş rejimi

a, b – şəkil 2.9- da olduğu kimidir

diapazonu üçün və CD hissəsinin hidravliki xarakteristikasını (2 əyrisi) qurmaq zəruridir. BC və CD hissələri ardıcıl birləşdiyi üçün 1 və 2 əyrilərinin ordinatlarını topladıqda sərfin eyni qiyməti üçün BD boru kəmərinin C

məntəqəsindəki atqısız hidravliki xarakteristikasını (3 əyrisi) alırıq. A' nöqtəsi atqısız BD boru xəttinə işləyən zaman nasosun iş rejimini təyin edir. Sonra CD hissəsi üçün xarakteristikanı ($2'$ əyrisi) elə qururlar ki, başlanğıc nöqtə koordinant başlanğıcından atqının Q_1 qiyməti qədər sürüşmüş olsun. Mayenin bu miqdarı BC boru kəməri hissəsindən verilir, çünki $Q = Q_1 + Q_2$, ancaq CD hissəsindən keçmir. BD boru kəmərinin mövcud olan atqı xətti nəzərə alınmaqla cəm xarakteristikası ($3'$ əyrisi) sərfin eyni qiymətlərində 1 və $2'$ əyrilərinin ordinantlarının toplanması zamanı alınır. A işçi nöqtəsi $(H - Q)$ əyrilərinin kəsişməsinə əsasən təyin edilir. Qrafikdən D məntəqəsinə daxil olan mayenin miqdarını (Q_2) asan tapmaq olar. Əgər atqı dayandırılarsa, onda nasosun iş rejimi A' nöqtəsinə yerini dəyişəcəkdir. Çünki bu zaman müqavimət çoxalır, nasosun verimi isə Q_A – dan Q' - ə düşür.

Boru kəməri (şəkil 2.13, a) başlanğıc B məntəqəsindən müəyən məsafədə əsas kəmərə sabit Q_d sərfi ilə daxil olan C məntəqəsinə malikdir.

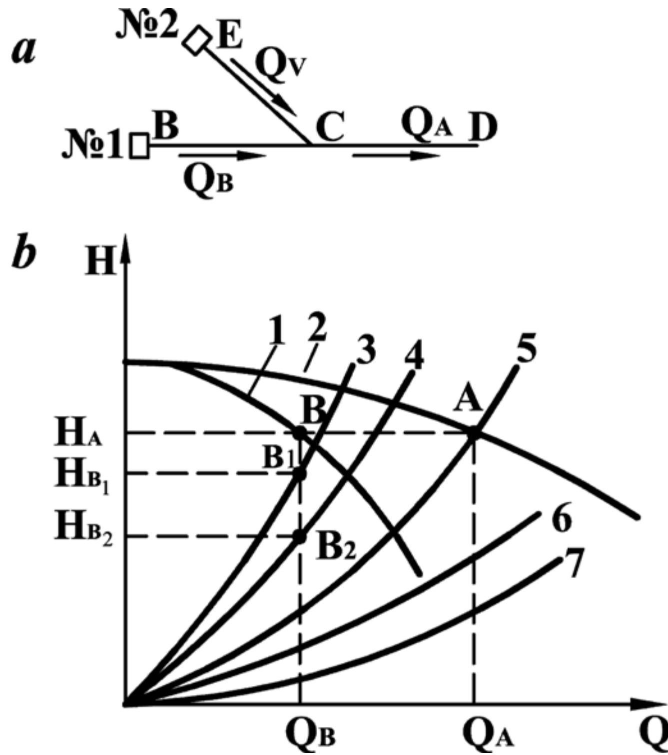


Şəkil 2.13. Kəmərə Q_d sabit sərfi daxil olmaqla nasosun iş rejimi

a, b – şəkil 2.9- da olduğu kimidir

- Bu hal üçün sistemin işçi rejimi aşağıdakı kimi təyin edilir. Sərflərin bütün diapazonu üçün BC hissəsinin hidravliki xarakteristikası (5 əyrisi) və CD hissəsinin hidravliki xarakteristikası (6 əyrisi) qurulur. Sonra 6 əyrisi sabit $Q_d -$nin qiyməti qədər sola sürüşdürülür və 4 əyrisi-sərfin bütün dəyişmə diapazonunda sabit Q_d ilə CD hissəsinin iş rejimini xarakterizə edən 4 əyrisi alınır. 4 və 5 əyrilərinin ordinatlarını toplamaqla (C məntəqəsi işlədikdə BC və BD hissələrinin birləşdirilməsi - ardıcıl) 2 əyrisini alırıq. Bu əyrinin 1 əyrisi ilə kəsişməsi olan A nöqtəsi C məntəqəsi işlək olduqda sistemin iş rejimini təyin edir. Bu zaman nasos Q_A verimində H_A basqısını yaradır. D məntəqəsinə daxil olan mayenin miqdarı $Q = Q_A + Q_d$ təşkil edir. C məntəqəsini dayandırdıqda sistemin iş rejimini B nöqtəsi müəyyən edir. Bu nöqtə 1 və 3 əyrilərinin kəsişməsindən alınır. Şəkildən göründüyü kimi həmişə $Q < Q_B + Q_d$. Qeyd etmək lazımdır ki, boru kəmərinə C məntəqəsində qoşulmanın səmərəliliyi CD hissəsinin xarakteristikasının dikliyi çoxaldıqca azalacaqdır.
- Mürəkkəb neft kəməri (şəkil 2.14, a) hansı ki, BC və EC paralel hissələrindən və onlara ardıcıl qoşulan CD hissəsindən ibarətdir. B və C məntəqələrində №-1 və №2 eyni nasoslar yerləşdirilmişdir. Həmin nasosların basqı xarakteristikası 1 əyrisi ilə təsvir olunub (şəkil 2.14, b). Paralel olaraq işləyən eyni nasosların cəm xarakteristikası isə şəkildə 2 əyrisi ilə verilmişdir. BC, EC və CD hissələrinin hidravliki xarakteristikaları uyğun olaraq 3, 4 və 7 əyriləri ilə verilmişdir. Paralel BC və EC hissələrinin cəm xarakteristikasını 6 əyrisi, bütün paralel və ardıcıl sistemin cəm xarakteristikası isə 5 əyrisi ilə

təsvir olunmuşdur. Bu halda 2 və 5 cəm xarakteristika əyrilərinin kəsişməsindən alınan A nöqtəsi sistemin işçi rejimini təyin edir.



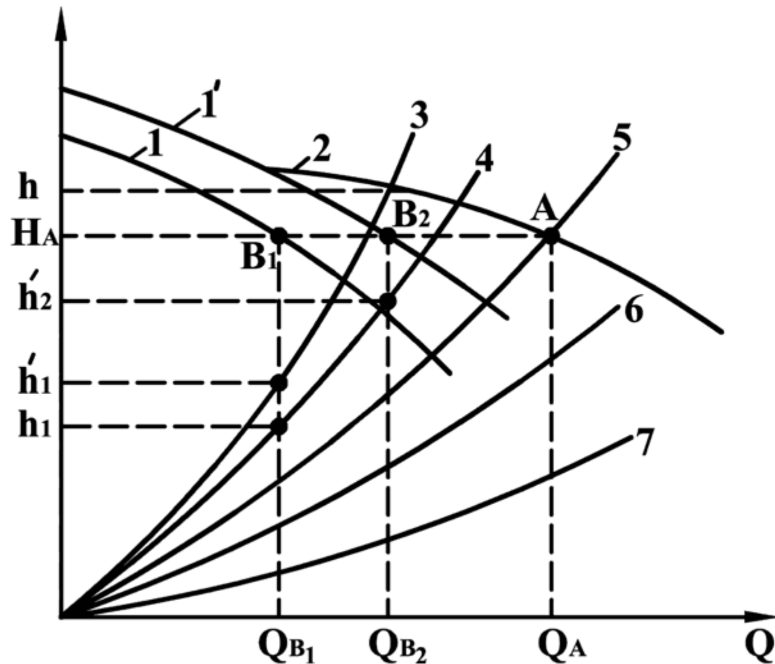
Şəkil 2.14. Paralel və ardıcıl birləşmələri olan kəmərə işləyən eyni nasosların iş rejimi qrafikləri

a, b – şəkil 2.9- da olduğu kimidir

Nasoslardan hər biri H_A basqısını və Q_B sərfini yaradır. Paralel birləşdikləri üçün $Q_A = 2Q_B$. Sərfin Q_B qiymətində BC hissəsində H_{B1}, EC hissəsində isə H_{B2} basqısı tələb olunur. $H_A - H_{B1}$ və $H_A - H_{B2}$ parçaları CD hissəsinin müqavimətinin uyğun nasosa təsirini xarakterizə edir. Hər hansı bir nasosun işdən dayanması zamanı sistemin iş rejimi 1 əyrisinin 3 və 7 və ya 4 və 7 əyrilərinin ordinatlarının toplanması ilə tapılan müvafiq cəm xarakteristikası ilə kəsişməsindən alınan nöqtə ilə təyin edilir.

7 əyrisinin dikliyinin çoxalması ilə nasosun işinin səmərəliliyi azalır. Qeyd etmək lazımdır ki, bu cür mürəkkəb sistemin iş rejimini yoxlayan zaman müxtəlif nasoslar tətbiq olunduqda xüsusilə diqqətli olmaq lazımdır.

Şəkil 2.15-də 1 və $1'$ əyriləri müxtəlif (№1 və №2) mərkəzdənqaçma nasoslarının (şəkil 2.14, a) basqı xarakteristikalarını müəyyən edir.



Şəkil 2.15. Müxtəlif nasoslar üçün paralel və ardıcıl birləşmələri olan kəmərə işləyən eyni nasosların iş rejimi qrafikləri

Yerdə qalan digər qurmalar şəkil 2.14, b -də baxılan haldakı kimidir.

Boru kəməri sisteminin iş rejimini A nöqtəsi müəyyən edir. 1 №-li nasos B_1 nöqtəsi ilə təyin olunan rejimdə, 2№-li nasos isə B_2 ilə müəyyən edilən rejimdə işləyir.

Nasosların uyğun olaraq verimləri Q_{B1} və Q_{B2} basqıları isə eyni olmaqla H_A təşkil edir. Bu zaman $Q_A = Q_{B1} + Q_{B2}$. Göstərilən verimlərdə BC hissəsində h_1 basqısı, EC hissəsində isə h_2 basqısı tələb olunur və $h_2 > H_A$.

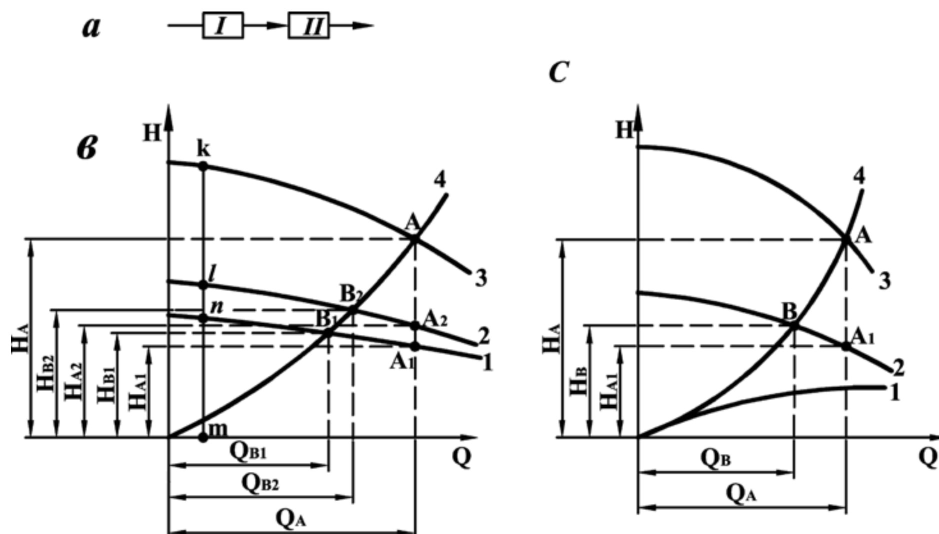
Sonuncu fiziki mahiyyətə uyğun gəlmir. Odur ki, 2-ci nasosu B məntəqəsində, 1-ci nasosu isə E məntəqəsində qoymaq vacibdir. Onda BC hissəsində Q_{B1} sərfində tələb olunan basqı $h_1^{'}$, EC hissəsində isə Q_{B2} sərfində - $h_2^{'}$ olacaqdır. Burada qeyd etmək lazımdır ki, aşağı basqılı xarakteristikaya malik nasosu böyük diklikli hidravliki xarakteristikası olan hissədə, yüksək basqılı xarakteristikalı nasosu isə əksinə - az diklikli xarakteristikası olan sahədə qoymaq lazımdır.

$H_A - h_1^{'}$ və $H_A - h_2^{'}$ parçaları CD hissəsinin müqavimətinin uyğun nasosa təsirini xarakterizə edir. 7 əyrisinin dikliyinin artması ilə, yəni CD hissəsində boru kəmərinin müqavimətinin çoxalması hesabına nasosların işinin səmərəliliyi daha da azalacaq.

- Boru kəmərində nasoslar ardıcıl birləşdirilib və maye bilavasitə nasosdan nasosa sistemi üzrə nəql edilir (şəkil 2.16, a).

Bu zaman nasoslar yan-yana və ya bir-birindən hər hansı məsafədə yerləşə bilər. Adətən, nasosların bu cür sxemi basqını artırmaq üçün tələb olunur.

Magistral neft kəmərlərində əsas nasoslar basqıaltı ilə işləyən köməkçi nasoslarla ardıcıl olaraq işləyir. Bəzən bir neçə əsas nasosun ardıcıl birləşməsi zərurəti də yaranır.



Şəkil 2.16. Mərkəzdənqaçma nasosları ardıcıl birləşdikdə iş rejimi qrafikləri

a- nasosların birləşmə sxemi; b-nasosların xarakteristikaları müxtəlif olduqda; c-nasosların xarakteristikaları eyni olduqda

Ardıcıl olaraq birləşdirilmiş iki müxtəlif nasosun cəm xarakteristikasını almaq üçün (şəkil 2.16, b) qrafikdə işləyən nasosların ayrılıqda xarakteristikaları (1 və 2 əyriləri) çəkilir. Sonra seçilmiş sərflərdə (absis) basqılar (ordinat) toplanır: $mk = mn + m\ell$. Bundan sonra boru kəmərinin xarakteristikası çəkilir. 3 və 4 əyrilərinin kəsişməsi olan A nöqtəsi birgə iş zamanı nasosla yaradılan tam basqını (H_A) təyin edir. Ardıcıl birləşmə cütlüyündə olan hər bir nasos Q_A sərfi ilə (uyğun olaraq A_1 və A_2 nöqtələri) işləyir və qurulma prinsipinə görə $H_{A1} + H_{A2} = H_A$.

Əgər nasoslar boru kəmərinə ayrılıqda işləsə, onda onların iş rejimləri B_1 və B_2 nöqtələri ilə təyin olunardı və bu zaman $H_{B1} + H_{B2} > H_A$ olardı.

Eyni tipli nasosların ardıcıl birləşməsi zamanı (şəkil 2.16, c, 1, 2 əyriləri cəm xarakteristika (3 əyrisi) uyğun sərflərdə ordinatların 2 dəfə artırılması ilə alınır və bu cütlüyün iş rejimi A nöqtəsi ilə təyin olunur. Boru kəmərinə bir nasosun işi zamanı iş rejimi B nöqtəsi ilə müəyyən edilir. Verilən boru kəmərinə ardıcıl olaraq işləyən nasosların düzgün seçilməsi $\eta - Q$ xarakteristikası ilə qiymətləndirilir. Belə ki, sərf f.i.ə-nın maksimal qiymətləri zonasında yerləşməlidir (şəkil 2.16, c, 5 əyrisi).

Qəbul etsək ki, nasos stansiyasında r sayda nasos var, onda stansiyanın xarakteristikası üçün aşağıdakı ifadəni yazmaq olar:

$$H_{st} = a_r - b_r Q^{2-m}, \qquad (2.11)$$

harada ki, a_r və b_r – quraşdırılan nasosların tipindən asılı olan əmsallar olmaqla aşağıdakı ifadələrə əsasən müəyyən edilir:

$$a_r = \sum_{i=1}^{r} a_i \,; \qquad b_r = \sum_{i=1}^{r} b_i$$

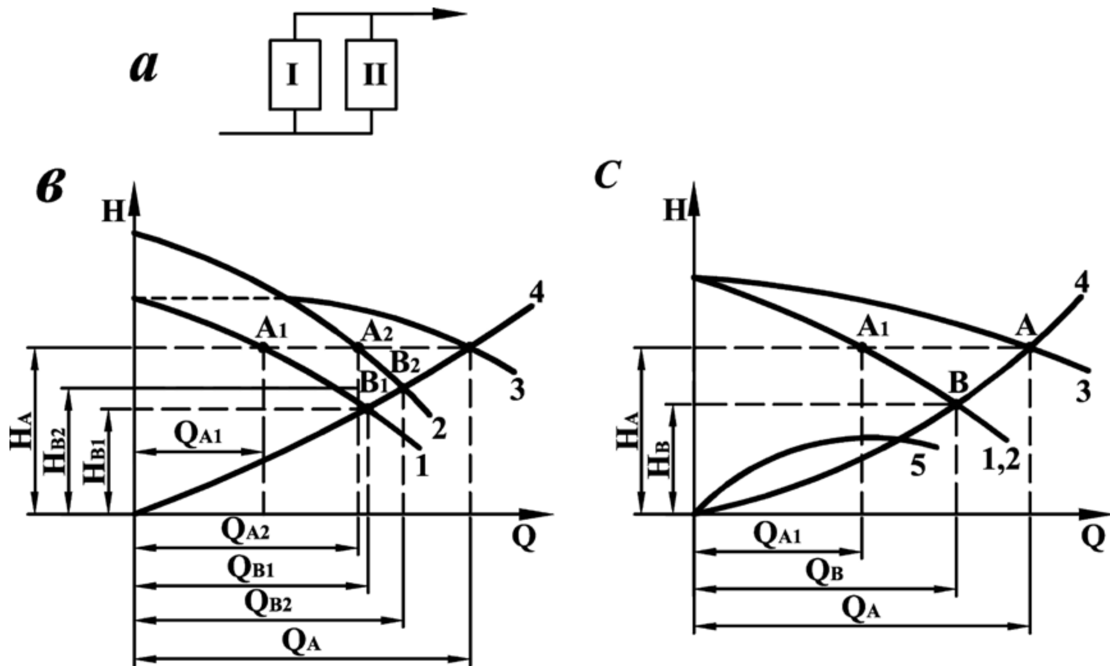
burada a_i, b_i – i – ci nasosun xarakteristikasının əmsallarıdır. Əgər stansiyada eyni nasoslar quraşdırılbsa, onda $a_r = r \cdot a_i$; $b_r = r \cdot b_i$.

Nasos stansiyasının faydalı iş əmsalı aşağıdakı ifadə ilə təyin edilə bilər:

$$\eta_{st} = \sum_{i=1}^{r} H_i \Bigg/ \sum_{i=1}^{r} \frac{H_i}{\eta_i} \qquad (2.12)$$

Əgər stansiya eyni nasoslarla təchiz olunubsa, onda $\eta_{st} = \eta_i$, yəni, stansiyanın f.i.ə. verilən rejimdə bir nasosun f.i.ə-na bərabər olacaqdır.

- Nasosların paralel birləşməsi (şəkil 2.17, a). Bir neçə nasos eyni basqıda və müxtəlif verimlərdə (ümumi halda) boru kəmərinə işləyir.



Şəkil 2.17. Nasoslar paralel birləşdikdə iş rejimi

a, b, c – şəkil 2.16-da kimidir

Praktikada bu sxem adətən kəmərə verimi artırmaq məqsədilə tətbiq olunur. Bu halda da işçi rejimi nasosların cəm xarakteristikasının (şəkil 2.17, b) boru kəmərinin xarakteristikası ilə kəsişməsinə əsasən təyin edilir. İki müxtəlif paralel birləşmiş nasosların cəm xarakteristikası seçilmiş basqılarda absislərin (sərflərin) toplanması ilə tapılır. Boru kəmərinin xarakteristikasının (4) nasosların cəm xarakteristikası (3) ilə kəsişməsi (A nöqtəsi) nasosların yaratdığı eyni basqını (H_A) və birgə iş zamanı cəm verimi (Q_A) müəyyən edir. Bu paralel cütlükdə hər bir nasos A_1 və A_2 rejimində işləyir, həmçinin qurulma prinsipinə görə $Q_{A1} + Q_{A2} = Q_A$.

Nasosların verilən boru kəmərinə ayrılıqda işi zamanı onların iş rejimi B_1 və B_2 nöqtələri ilə müəyən edilir. Bu zaman $Q_A < (Q_{B1} + Q_{B2})$ olmalıdır.

Əgər nasosların xaratkeristikalarında kəskin fərqlənmə olarsa, onda onların paralel işə qoşulması praktiki olaraq məqsədəuyğun sayılmır.

Çünki bu zaman sərfin artması aşağı f.i.ə-na malik rejimdə alınır. Bundan fərqli olaraq eyni tipli nasosların paralel birləşməsi daha məqsədəuyğundur. Ona görə ki, bu nasoslar eyni rejimdə olur və onların istismarı asan və iqtisadi cəhətdən sərfəli olur.

Bu halda da nasos stansiyasının xarakteristikası, mərkəzdənqaçma nasoslarının ardıcıl birləşməsi zamanı istifadə olunan ifadə ilə (2.11) müəyyən edilir. Ancaq əgər nasoslar eynidirsə, onda $a_r = a_i$; $b_r = b_i / r^{2-m}$.

Əgər paralel sxemdə müxtəlif xarakteristikaya malik nasoslardan istifadə olunursa, onda a_r və b_r əmsalları stansiyanın cəm xarakteristikasına $(H_{st} - Q_{st})$ əsasən təyin olunur.

Paralel birləşmə halında nasos stansiyasının f.i.ə aşağıdakı ifadəyə əsasən təyin edilir:

$$\eta_{st} = \sum_{i=1}^{r} Q_i H_i \Bigg/ \sum_{i=1}^{r} \frac{Q_i H_i}{\eta_i} \qquad (2.13)$$

(2.13) ifadəsindən göründüyü kimi eyni mərkəzdənqaçma nasosları ilə təchiz olunmuş stansiyanın f.i.ə verilən rejimdə bir nasosun f.i.ə-na bərabər olur.

2.1.4. Mərkəzdənqaçma nasosunun iş rejiminin dəyişməsi

Praktikada boru kəmərləri ilə nəql zamanı nəqlin şəraitinin dəyişməsi (sərfin dəyişməsi, müxtəlif özlülüklü mayelərin ardıcıl nəqli, hər hansı bir nasos stansiyasının müvəqqəti işdən dayanması və s.) neft və ya neft məhsulları kəmərinin normal iş rejiminin pozulmasına gətirib çıxara bilər (məsələn, bəzi stansiyalarda kavitasiyanın yaranmasına, digərlərində basqının həddindən çox artmasına). Belə halların qarşısını almaq üçün nasos stansiyalarının razılaşdırılmış işinin təmin olunması başqa sözlə, boru kəməri hissələrində buraxma qabiliyyətinin eyniləşdirilməsi çox zəruridir. Bu məsələnin həlli nasosların iş rejimlərinin tənzim olunması ilə əldə olunur.

Nasosun iş rejiminin tənzimlənməsi həm valın sabit fırlanma tezliyində, həm də onun dəyişməsi halında mümkündür.

Valın sabit fırlanma tezliyində nasosun iş rejimini aşağıdakı üsulların köməyi ilə dəyişmək olar:

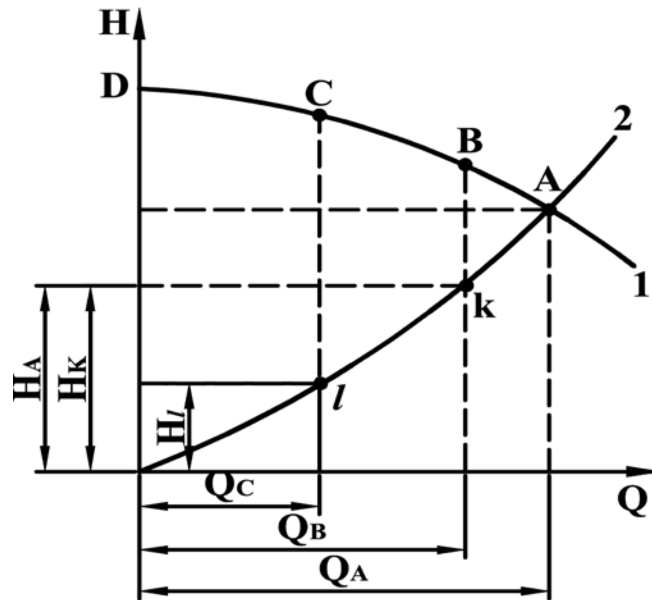
- basqılı boru kəmərində drosselləmə;
- nəql olunan mayenin bir hissəsinin baypasla buraxılması;
- işçi çarxın xarici diametrini azaltmaqla;
- nasosların birləşmə sxemlərini dəyişməklə.

2.1.4.1. Nasosun iş rejiminin drosellәmә ilә tәnzimlәnmәsi

Nasosun iş rejiminin drosellәmә ilә tәnzimlәnmәsi (şәkil 2.18, A nöqtәsi) nasosun basqı xәttindә siyirtmәnin qismәn bağlanması ilә hәyata keçirilir. Bu zaman bağlanma dәrәcәsindәn asılı olaraq nasosun istәnilәn iş rejimini (B, C), hәtta verimin tam kәsilmәsini ($Q = 0,\quad D$ nöqtәsi) әldә etmәk olar.

Nasos B, C vә D nöqtәlәri ilә tәyin olunan müvafiq basqı vә verimlәri yaradır. Boru kәmәrinin bu hallarda iş rejimi k vә ℓ nöqtәlәri ilә xarakterizә olunur. $B\,k, C\ell$ parçaları siyirtmәdә itirilәn basqını tәyin edir ki, bu da qurğunun f.i.ә-nı azalmasına sәbәb olur.

Bu üsulun mahiyyәti ondan ibarәtdir ki, nasosun basqı xәtti sorma xәtti ilә baypasla (açıq siyirtmәli әlavә boru xәtti) әlaqәlәndirilir vә vurma borusundan mayenin müәyyәn hissәsi sorma borusuna qaytarılır, nәticәdә

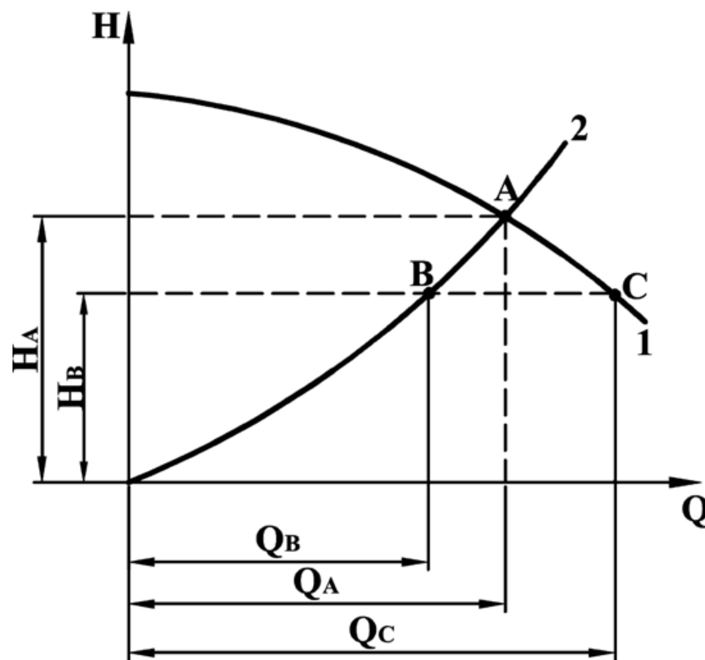


Şәkil 2.18. Basqı xәttindә drosellәmә ilә nasosun iş rejiminin dәyişmәsi qrafiki

1-nasosun xarakteristikası; 2-boru kәmәrinin xarakteristikası

2.1.4.2. Nasosun iş rejiminin baypas üsulu ilə tənzimlənməsi

Bu üsulun mahiyyəti ondan ibarətdir ki, nasosun basqı xətti sorma xətti ilə baypasla (açıq siyirtməli əlavə boru) əlaqələndirilir və vurma borusundan mayenin müəyyən hissəsi sorma borusuna qaytarılır, nəticədə nasosdan əvvəl müqavimət azalır. Beləliklə, nasosun iş rejimi A nöqtəsindən C nöqtəsinə yerini dəyişir (şəkil 2.19).



Şəkil 2.19. Baypas üsulu ilə nasosun iş rejiminin dəyişməsi qrafiki

1, 2- uyğun olaraq nasosun və boru kəmərinin xarakteristikası

Bu zaman nasos H_B basqısında Q_c mayesini verir. C nöqtəsindən keçən horizontalın boru kəmərinin xarakteristikası ilə kəsişməsi (B nöqtəsi) boru kəmərinin işçi rejimini təyin edir (Q_B sərfini və H_B basqısını).

Tənzimləmə zamanı $\Delta Q = Q_C - Q_B$ sərflər fərqinin qiyməti baypas xətti ilə daima sirkulyasiya edən mayenin miqdarını, eyni zamanda bu üsulun qeyri-səmərəlilik dərəcəsini müəyyən edir.

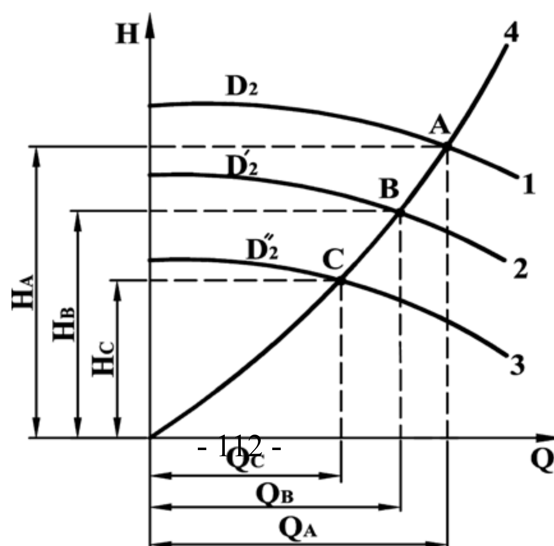
2.1.4.3. İşçi çarxının xarici diametrinin azaldılması ilə tənzimləmə

Boru kəmərinin xarakteristikasının (2.11) ifadəsi ilə alınan $H - Q$ xarakteristikaları ilə kəsişməsindən alınan B, C və s. nöqtələri yeni iş rejimlərini təyin edir (şəkil 2.20).

Qeyd olunan bu üsul yuxarıda göstərilən üsullardan sərfəlidir. Çünki bu zaman enerji ancaq verilən rejimin alınmasına sərf olunur.

Nasosların universal xarakteristikasına uyğun olaraq işçi çarxını yonmaqla onun xarici diamterini azaldırlar. Yonulan çarxın (D_2^*) diametrini (2.5) və (2.9) ifadələrinin birgə həllindən alınan aşağıdakı ifadə ilə təyin edirlər:

$$\frac{D_2^*}{D_2} = \sqrt{\frac{H_B + bQ_B^2}{a}} \qquad (2.14)$$



Şəkil 2.20. İşçi çarxını xarici diametrini azaltmaqla nasosun iş rejiminin dəyişməsi qrafiki

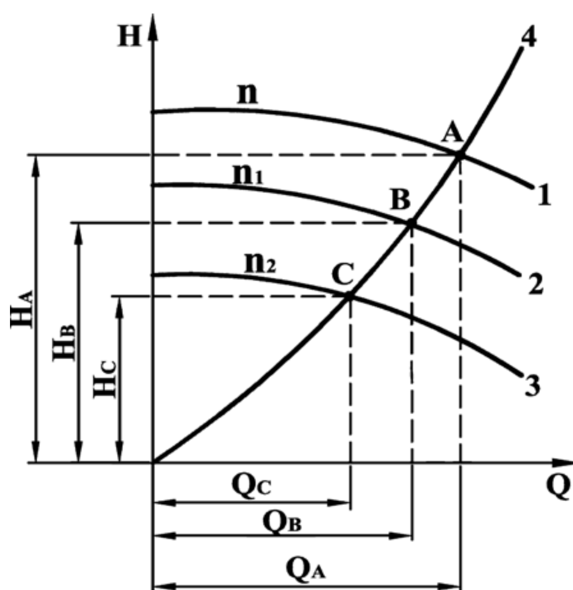
1-3-işçi çarxın diametri D_2, D_2', D_2'' olduqda nasosun xarakteristikası;

4-boru kəmərinin xarakteristikası

Bu üsulun çatışmayan cəhəti odur ki, onun həyata keçirilməsi nasosu işdən dayandırmadan mümkün deyil.

2.1.4.4. Nasosun iş rejiminin valın fırlanma tezliyini dəyişməklə tənzimlənməsi

Valın verilən fırlanma tezliyində $n > n_1 > n_2$ (şəkil 2.21, 1-3 əyriləri) $H-Q$ xarakteristikaları (2.9) ifadələrinə əsasən alırlar. Həmin əyrilərin boru kəmərinin xarakteristikası (4) ilə kəsişməsi (şəkil 2.21, B və C nöqtələri) uyğun sərf və basqılı yeni iş rejimlərini müəyyən edir.



Şəkil 2.21. Valın fırlanma tezliyini dəyişməklə nasosun iş rejiminin tənzimlənməsi qrafiki

1-3 – n, n_1 və n_2 fırlanma tezliyində nasosun xarakteristikası; 4-boru kəmərinin xarakteristikası

Nasos qurğuları və ya nasos stansiyasının iş rejimlərinin qeyd olunan üsulla tənzimlənməsi ümumiyyətlə ən sərfəli üsul hesab edilir. Ona görə ki, nasoslar yeni, dəyişilən iş rejimində ancaq verilən miqdar mayeni nəql etmək üçün lazım olan enerjini tələb edir. Ancaq bu üsulun tətbiqinin praktiki imkanları çox məhduddur.

2.1.4.5. Nasosların birləşmə sxemini dəyişməklə iş rejiminin tənzimlənməsi

Bir neçə mərkəzdənqaçma nasosunun verilən boru kəmərinə birgə işi zamanı nəqlin rejimini nasosları ardıcıl birləşmə halından paralel birləşməyə və ya əksinə – paralel birləşmədən ardıcıla keçirməklə dəyişmək olar.

Bu tənzimləmə üsulu iqtisadi cəhətdən əlverişli hesab olunmur, çünki bir sxemdən digərinə keçən zaman nasoslar f.i.ə-nın kiçik qiymətlərinə uyğun gələn rejimlərə düşür.

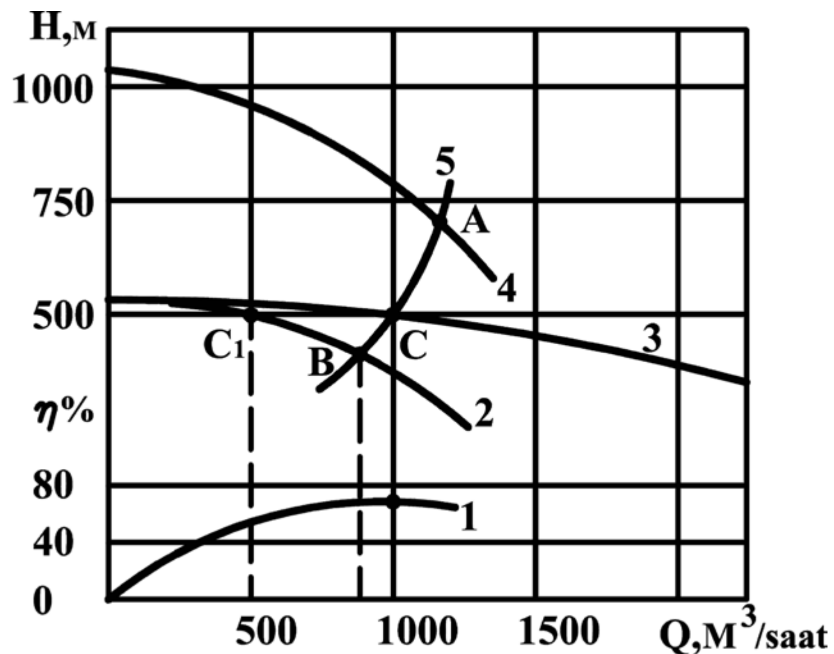
Şəkil 2.22-də iki ardıcıl (4 əyrisi) və paralel (3 əyrisi) birləşdirilmiş nasosların cəm xarakteristikaları göstərilmişdir.

Birinci halda rejim A, ikinci halda isə C nöqtəsi ilə təyin olunur. A rejimində verim $Q_A = 1200\, m^3/saat$, $\eta_A = 0{,}71$. C rejimində isə cəm verim

$Q_C = 1000\, m^3/saat$, hər bir nasosun verimi (C_1 rejimi) $Q_{C1} = 500\, m^3/saat$, f.i.ə. isə $\eta_{C1} = 0{,}60$.

Mümkündür ki, bir nasosun işdən dayandırılması və işin B rejimində olması daha sərfəli olacaqdır. Bu zaman verim $Q_B = 900\, m^3/saat$, f.i.ə. isə $\eta_B = 0{,}71$.

Göstərilən sxem üzrə nasosların istismarı zamanı f.i.ə daha da azala bilər.



Şəkil 2.22. Birləşmə sxemi dəyişdikdə nasosların iş rejimi qrafiki

1-nasosun f.i.ə; 2 -bir nasosun xarakteristikası; 3-paralel birləşmiş nasosların cəm xarakteristikası; 4- ardıcıl birləşmiş nasosların cəm xarakteristikası; 5-boru kəmərinin xarakteristikasıdır

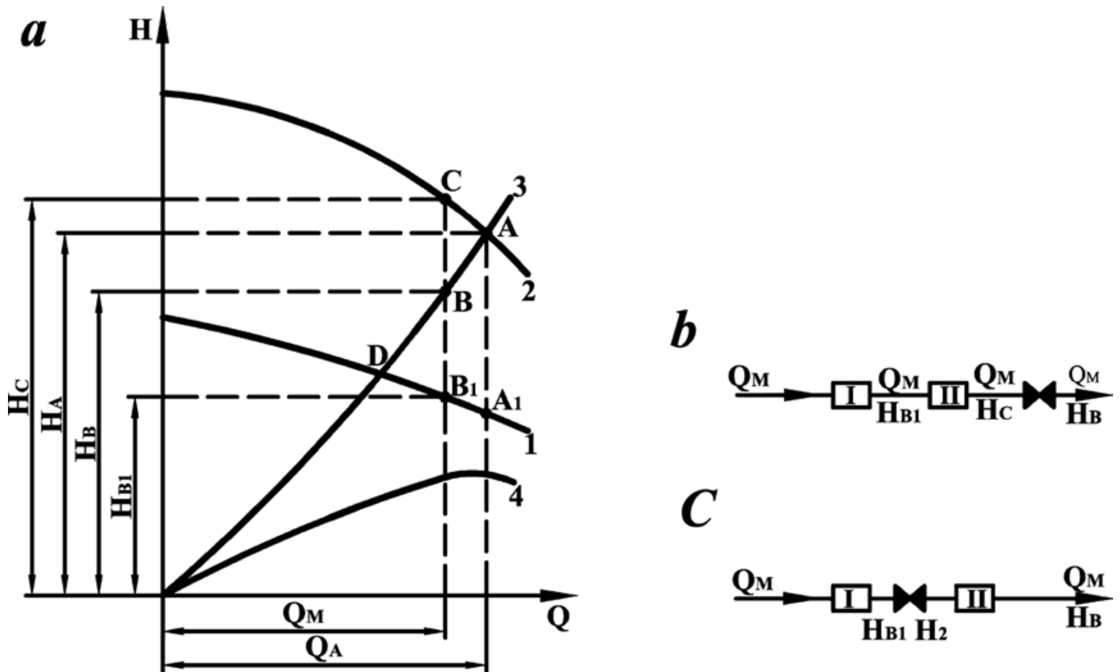
2.1.4.6. İki eyni nasosun ardıcıl birləşməsi zamanı iş rejiminin tənzimlənməsi

Bu hal üçün bir neçə variant mümkündür:

1. Nasos stansiyasının çıxışında siyirtmə ilə drosellәmә (şәkil 2.23., a, b). A nöqtəsi Q_A və H_A göstəriciləri ilə nasos cütünün tənzimləməyə qədər iş rejimini, A_1 nöqtəsi ardıcıl birləşmədə hər bir nasosun iş rejimini xarakerizə edir. İkinci nasosdan sonra siyirtmə ilə drosellәmәdәn sonra stansiyanın verimi və ya magistraldakı sərfi almaq zəruridir. Absis oxunda bu qiyməti qeyd edərək perpendikulyar çəkməklə kəmərin xarakteristikası əyrisi ilə kəsişmədən alınan B nöqtəsi H_B basqısını və verilən kəmərlə nəql olunan mayenin sərfini Q_m müəyyən edəcəkdir.

B_1 nöqtəsi tənzimləmədən sonra hər iki nasosun iş rejimini təyin edir. Bu zaman hər bir nasos Q_m verimində H_{B1} basqısı yaradır.

Nasoslarla yaradılan ümumi basqı $H_C = 2H_B$ təşkil edəcək, $H_C - H_B$ basqılar fərqinin qiyməti isə siyirtmədə itirilən basqı olacaqdır.



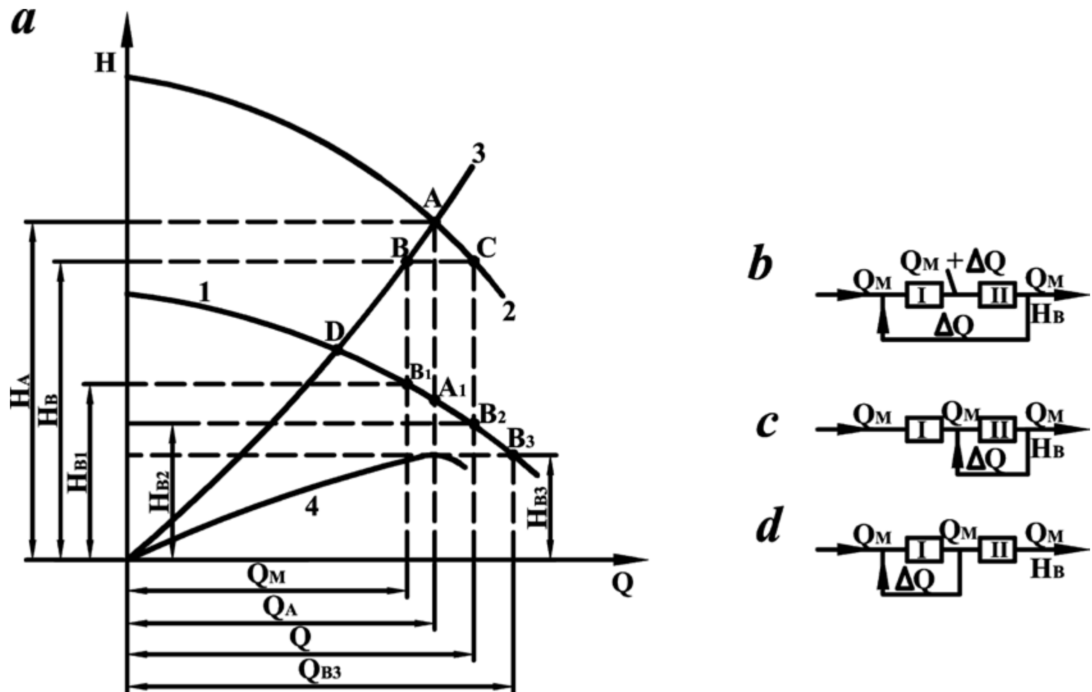
Şəkil 2.23. Nasosların ardıcıl birləşməsində iş rejiminin drosellәmә ilə tənzimlənməsi qrafiki

1- bir nasosun xarakteristikası; 2-nasosların cəm xarakteristikası; 3-boru kəmərlərinin xarakteristikası; 4- nasosun f.i.ə. əyrisi

2. Birinci nasosdan sonra drosselləmə (şəkil 2.23, a, c). Nasosların və boru kəmərinin iş rejimi yuxarıda (1-də) göstərildiyi kimi təyin edilir. Bu zaman fərq yalnız ondan ibarətdir ki, 2-ci nasosun girişində basqı $H_2 = H_B - H_{B1}$ azalmağa meylli olduğu üçün (sıfra yaxınlaşır) gərək onun kavitasiyasız işini təmin edə bilsin.

Tənzimləmənin hər iki varintında energetik xərclər eyni olduğu üçün iş rejiminin tənzimlənməsini nasoslar arasında drosselləmə ilə həyata keçirmək daha məqsədəuyğundur.

3. Magistraldan mayenin bir hissəsini nasosun girişinə yönəltməklə tənzimləmə (şəkil 2.24, a, b).



Şəkil 2.24. Nasoslar ardıcıl birləşdikdə onların iş rejiminin baypas üsulu ilə tənzimlənməsi qrafiki

1-4-şəkil 2.23-də olduğu kimidir

A və A_1 nöqtələri ardıcıl birləşdirilmiş nasosların və bu cütlükdə hər bir nasosun tənzimləməyədək boru kəmərinə işini xarakterizə edir.

Tənzimləmədən sonra magistralda sərf Q_m ilə işarə etsək, hər bir nasosun verimi $Q = Q_m + \Delta Q$, harada ki, $\Delta Q -$ magistraldan nasosun girişinə yönəldilən, daim sirkulyasiya edən mayenin miqdarıdır. Bu zaman boru kəmərinin iş rejimi B nöqtəsi ilə müəyyən edilir. Ardıcıl nasos cütünün iş rejimi B nöqtəsindən keçən horizontalın nasosların cəm xarakteristikası ilə kəsişməsinə əsasən təyin edilir (C nöqtəsi). Bu cütün hər bir nasosunun rejimi isə C nöqtəsindən endirilən normalın I nasosun xarakteritikası ilə kəsişməsinə görə müəyyən edilir (B_2 nöqtəsi). H_{B2} basqısında hər bir nasosun verimi Q olmaqla $H_B = 2H_{B2}$.

4. II nasosdan sonra mayenin bir hissəsinin onun girişinə yönəltmək (şəkil 2.24, a, b). Tənzimləmədən sonra I nasosun verimi Q_m, II nasosun verimi isə şəkil 2.24, b-dən göründüyü kimi $Q_m + \Delta Q$ təşkil edir.

I nasosun iş rejimini B_1 nöqtəsi təyin edir. II nasosla yaradılan basqı $H_{B2} = H_B - H_{B1}$ təşkil edir. Bu nasosun iş rejimi isə B_3 nöqtəsi ilə müəyyən edilir. Bu zaman sirkulyasiya edən mayenin miqdarı $\Delta Q = Q_{B3} - Q_m$ olacaqdır.

5. I nasosdan sonra mayenin bir hissəsini onun girişinə yönəltməklə tənzimləmə (şəkil 2.24, a, d). Tənzimləmədən sonra (şəkil 2.24, d) II nasosda verim Q_m, basqı isə H_{B1}-dir. II nasosun çıxışında basqı H_B təşkil edir. Aydındır ki, I nasosu ilə yaradılan basqı $H_{B3} = H_B - H_{B1}$.

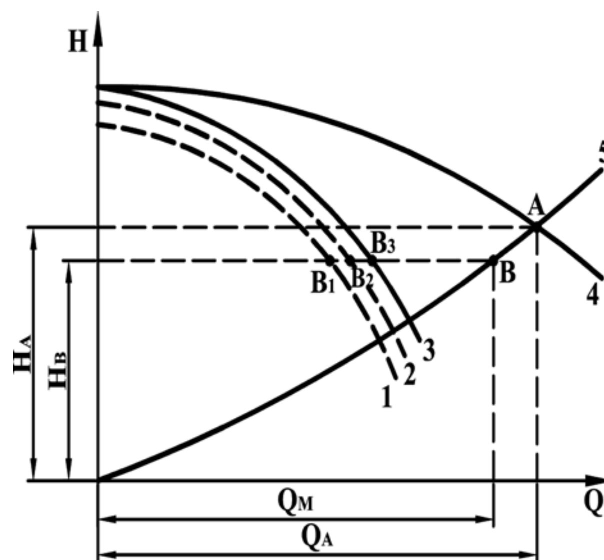
B_3 nöqtəsi I nasosun iş rejimni xarakterizə edir. Tənzimlənənə qədər Q_A verimindən xeyli fərqlənən Q_m verimində II nasosun girişində basqı kavitasiyasız rejimin təmini üçün vacib olan basqıdan az ola bilər. c və d

variantları energetik xərclərə görə eyni olsa da, b variantı ilə müqayisədə onlar nasosun iş rejiminin f.i.ə-nın azalması istiqamətinə meyl etmələri ilə xarakterizə edilir (B_2 və B_3 nöqtələri).

6. Çarxın yonulması (şəkil 2.25). Bu halda dəyişdirilmiş iş rejimini bir nasosun, yaxud da hər iki nasosun çarxının yonulması ilə əldə etmək olar.

Birinci halda yonulmuş çarxı olan nasosun iş rejimini B_1 nöqtəsi, nominal diametri (yonulmamış) çarxı olan nasosun iş rejimini isə B_3 nöqtəsi müəyyən edir. Bu zaman $H_B = H_{B1} - H_{B3}$. İkinci halda isə hər iki nasosun iş rejimi B_2 nöqtəsi ilə müəyyən edilir ($H_B = 2H_{B2}$).

Tutaq ki, ardıcıl birləşdirilmiş eyni nasosların sayı $i = 1,2,3....$ təşkil edir.



Şəkil 2.25. Ardıcıl birləşmədə nasosların iş rejiminin çarxın yonulması ilə tənzimlənməsi

1-bir nasosun çarxının yonulması ilə B rejimini almaq üçün nasosun xarakteristikası; 2-hər iki nasosun çarxını yonmaqla B rejimini almaq üçün nasosun xarakteristikası; 3-nasosun çarxının nominal diametrində nasosun xarakteristikası; 4-ardıcıl birləşmədə, nominal diametrdə cəm xarakteristika; 5-boru kəmərinin hidravliki xarakteristikası

Onlardan $r \le i$ sayda nasosda çarxlar eyni ölçüdə yonulub. Onda

$$r \cdot H_{B1} = H_B - (i - r) \cdot H_{B3}$$

Əgər $H_{B3} = a - bQ_m^2$ olduğunu nəzərə alsaq və $H_B -$in qiymətini (2.14) ifadəsində yazsaq, bəzi çevirmələrdən sonra $r -$ci nasosun çarxının yonulmuş diametrini təyin etmək üçün alarıq:

$$\frac{D_2^*}{D_2} = \sqrt{\frac{i \cdot (H_B - h_{st}) bQ_A^2 + [H_B + (i - r) \cdot a] \cdot M}{a \cdot r \cdot M}},$$

harada ki, $M = H_A - h_{st}$.

Nasosların energetik göstəricilərini yaxşılaşdırmaq üçün çalışmaq lazımdır ki, $r = i$ olsun.

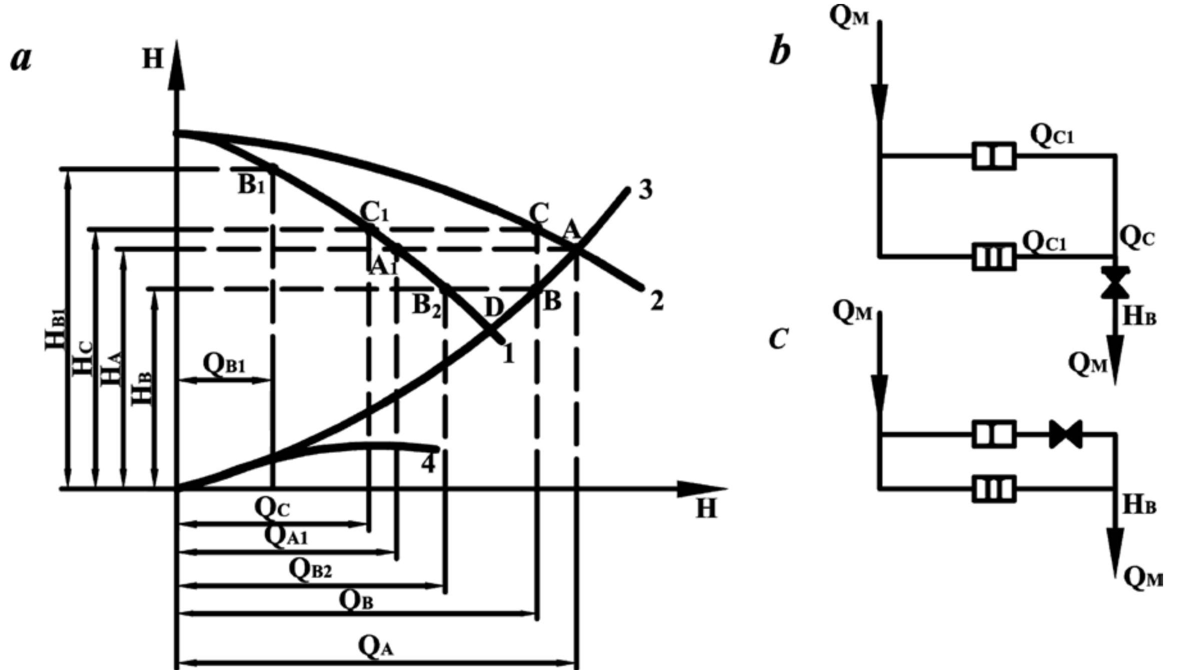
2.1.4.7. Eyni nasosların paralel birləşdirilməsi zamanı iş rejiminin tənzimlənməsi

1. Nasos stansiyasının çıxışında, siyirtmə ilə drosselləmə (şəkil 2.26, a,b). A nöqtəsi paralel nasos cütünün boru kəmərinə işini xarakterizə edir (3 əyrisi). Bu cütlüyün hər bir nasosu A_1 rejimində Q_{A_1} və H_A göstəriciləri ilə işləyir. Paralel iş üçün düzgün seçilmiş nasoslar Q_{A_1} sərf zonasında f.i.ə-nın maksimal qiymətinə malik olmalıdır. Drosselləmədən sonra boru kəmərində sərf $Q_m -$ə bərabərdir.

$Q_m -$absisindən qaldırılan perpendikulyarın nasosların cəm xarakteristikası (2) ilə kəsişməsi (C nöqtəsi) nasoslarla yaradılan basqını H_C təyin edir. Bu cütlüyün hər bir nasosunun tənzimləmədən sonra iş rejimini C_1 nöqtəsi müəyyən edir. Bu zaman $H_c - H_B$ basqılar fərqi siyirtmədə itirilən basqını xarakterizə edir.

2. Nasoslardan birinin vurma borusunda qoyulan siyirtmə ilə drosselləmə (şəkil 2.26, a,b). II nasosun işlədiyi basqı boru kəmərindəki basqıya (H_B) bərabər olmalıdır. Onda onun verimi (Q_{B2}) B nöqtəsindən çəkilən horizontalın nasosun xarakteristikası (1 əyrisi) ilə kəsişməsindən alınan nöqtə ilə (B_2) müəyyən ediləcəkdir.

I nasosun verimi isə $Q_{B1} = Q_m - Q_{B2}$ olacaqdır. Bu zaman I nasosun yaratdığı basqı (H_{B1}) nasosun xarakteristikası ilə (1 əyrisi) Q_{B1} nöqtəsinin absisindən qaldırılan perpendikulyarın kəsişmə nöqtəsinə əsasən müəyyən ediləcəkdir.



Şəkil 2.26. Paralel birləşmə halında nasosların iş rejiminin drosselləmə ilə tənzimlənməsi qrafiki

1-4 - şəkil 2.23-də olduğu kimidir

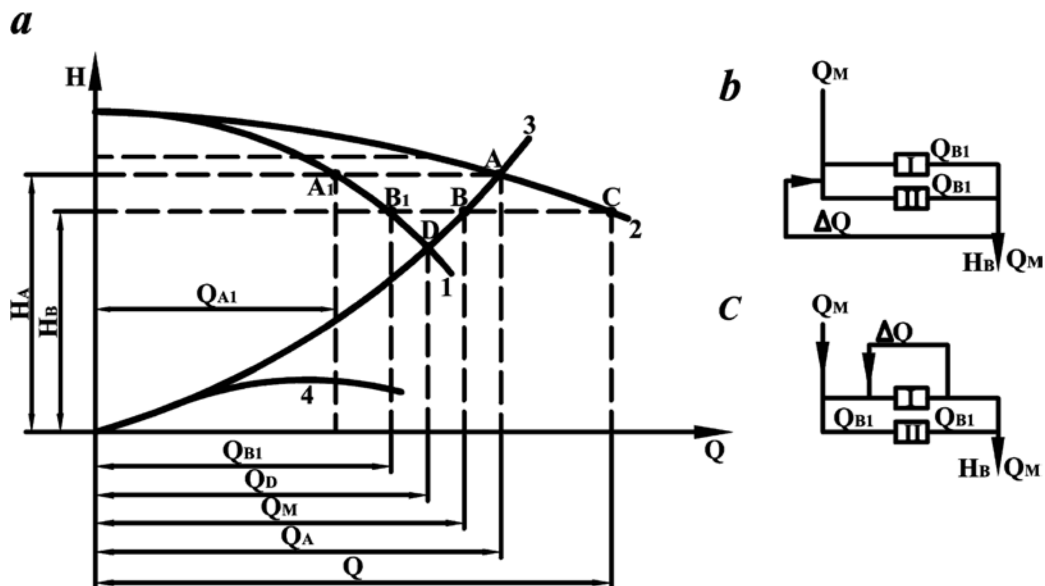
$H_{B1} - H_c$ basqılar fərqi siyirtmədə itirilən basqını xarakterizə edir. Bu halda Δh əvvəlki variantdan gözə çarpacaq dərəcədə çoxdur. Əgər siyirtmə

tam bağlanarsa, onda boru kəmərinə ancaq II nasos işləyəcək ki, onun da rejimini D nöqtəsi xarakterizə edəcəkdir.

Bu iki variantın müqayisəsi göstərir ki, iş rejiminin dəyişdirilməsinin 2-ci üsulu 1-ci üsuldan pisdir. Belə ki, eyni bir Q_m sərfi nasosların əhəmiyyətli dərəcədə fərqli olan iş rejimlərində alınır.

Birinci halda C_1 rejimi A_1 rejimindən çox az fərqlənir, ikinci halda isə həm 1-ci, həm də 2-ci nasosların rejimləri A_1 rejimindən əhəmiyyətli dərəcədə fərqlənir.

3. Magistraldan mayenin bir hissəsini nasosların qəbuluna yönəltməklə (şəkil 2.27, a,b). .m;



Şəkil 2.27. Paralel birləşmədə baypas üsulu ilə nasosların iş rejimlərinin tənzimlənməsi

1-4-şəkil 2.23-də olduğu kimidir

Tənzimləmədən sonra nasoslar H_B basqısı və $Q = Q_m + \Delta Q$ verimi ilə işləməlidir. Paralel cütlüyün iş rejimi C nöqtəsi ilə müəyyən edilir. Paralel cütlükdə hər bir nasosun iş rejimi (B_1 nöqtəsi) B nöqtəsindən çəkilən

horizontalın nasosun xarakteristikalara (1 əyrisi) ilə kəsişməsinə əsasən müəyyən edilir. Bu zaman nasosların iş rejimi göstəriciləri - Q_{B1} və H_B olacaqdır.

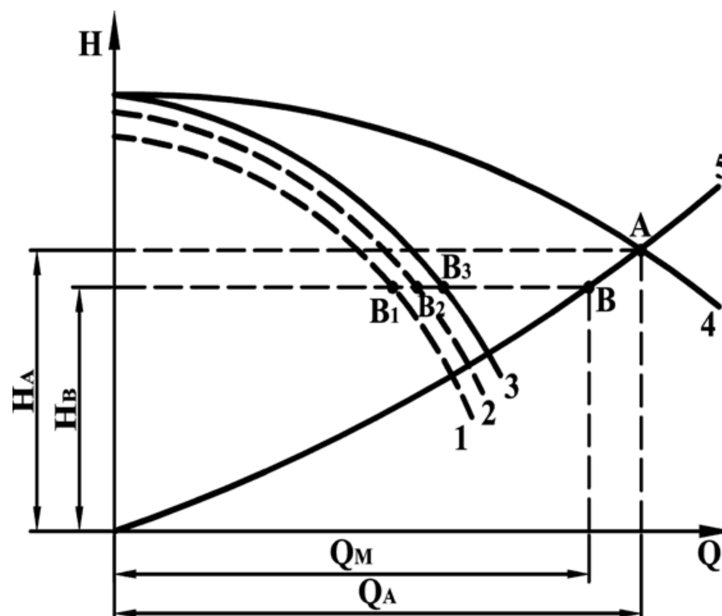
4. Nasosların birləşməsində onlardan birinin çıxışından mayenin bir hissəsini həmin nasosun girişinə yönəltməklə (şəkil 2.27, a,b).

II nasosun iş rejimi tənzimləmədən sonra B_1 nöqtəsi ilə müəyən olunur. Mayeni Q_m sərfi ilə nəql etmək üçün lazım olan H_B basqısında nasosun verimi Q_B olacaqdır. Bu zaman I nasosun iş rejimi B_1 nöqtəsi ilə təyin olunacaq və yönəldilən mayenin miqdarı $\Delta Q = 2Q_B - Q_m$ təşkil edəcək.

Aydındır ki, mayeni yönəldən xətdə siyirtmə tam bağlandıqda hər iki nasos D nöqtəsi ilə təyin olunan rejimdə işləyəcək və kəmərə, həmçinin yönəltmə xəttinə eyni miqdar maye Q_D daxil olacaqdır.

5. Çarxın yonulması (şəkil 2.28). Nasoslardan birinin çarxının yonulmasından sonra alınan dəyişdirilmiş rejim göstəriciləri H_B və Q_m olacaqdır. Çarxı yonulmuş nasos B_1 rejimində, 2-ci nasos isə B_3 rejimində işləyir və $Q_m = Q_{B1} + Q_{B3}$ təşkil edir.

$$Q_{B3} = \sqrt{\frac{a - H_B}{b}}$$



Şəkil 2.28. Ardıcıl birləşmədə nasosların iş rejiminin çarxın yonulması ilə tənzimlənməsi

1-5 şəkil 2.25-də olduğu kimidir

Hər iki nasosun çarxının eyni dərəcədə yonulması ilə rejimin dəyişdirilməsi zamanı onların iş rejimi B_2 nöqtəsi ilə təyin olunur və $Q_m = 2Q_{B2}$. Əgər çarxın nominal diametrli nasos üçün verimi Q_{B3} olarsa, Onda

$$r \cdot Q_{B1} = Q_m - (i - r) \cdot Q_{B3} \qquad (2.15)$$

B_3 nöqtəsi üçün $H_{B3} = H_B = a - b \cdot Q_{B3}^2$ yazmaq olar. Buradan

$$Q_{B3} = \sqrt{\frac{a - H_B}{b}}$$

Sonuncu ifadəni (2.15)-də yerinə yazsaq, (2.14) – də Q_B – nin yerinə Q_{B1} qoysaq, onda (2.5) tənliyinə əsasən nasosların paralel birləşməsi zamanı yonulan çarxın diametrini tapmaq üçün alarıq:

$$\frac{D_2^*}{D_2} = \sqrt{\frac{(h_{st} \cdot Q_A^2 + M \cdot Q_B^2) \cdot r + (a - H_A) \cdot i^2 [Q_B - (i - r) \cdot \varphi]^2}{a \cdot r^2 \cdot Q_A^2}},$$

harada ki,

$$\varphi = \sqrt{\frac{(a - h_{st}) \cdot Q_A^2 - MQ_B^2}{b \cdot Q_A^2}}; \quad M = H_A - h_{st}$$

Qeyd edək ki, $i = r$ olduqda ifadə sadələşir.

2.1.5. Mərkəzdənqaçma nasoslarının normal sırası

Magistral neft və neft məhsulları kəmərləri üçün istifadə olunan mərkəzdənqaçma nasoslarının konstruksiyalarının bir formasının yaradılması,

həmçinin onların ölçülərinin minimuma endirilməsi zərurəti nasosların normal sırasının yaradılmasına səbəb olmuşdur.

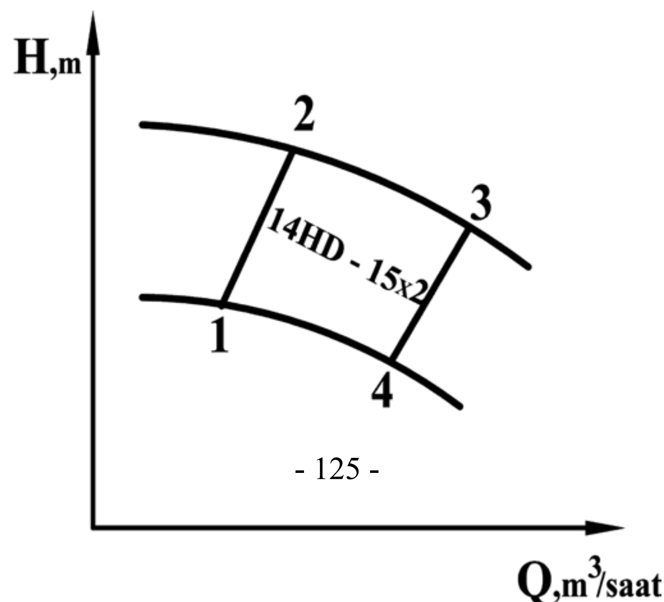
2.1.5.1. Əsas nasoslar

Nasos stansiyasının f.i.ə-nı artırmaq, magistral boru kəmərinin buraxma qabiliyyətindən maksimum istifadə etmək üçün, (hansı ki, müxtəlif sıxlıqlı neft məhsullarının ardıcıl nəqli zamanı çox vacibdir), nasosların ardıcıl birləşdirilməsindən geniş istifadə olunur. Bu zaman ümumi basqı eyni vaxtda əlverişli rejimdə işləyən bir neçə nasosla yaradılır.

Normal sıraya uyğun olaraq verimi 350 m^3/saat olan nasoslar lazım olan basqını 2 qurğunun ardıcıl olaraq birləşməsi (3-cü nasos ehtiyatda olmaqla) zamanı yarada bilir. Verim 7000 m^3/saat-dək olduqda isə 3 nasosun ardıcıl birləşməsi sxemi tətbiq olunur (4-cü nasos ehtiyatda olmaqla).

Ən yüngül neft məhsulu (benzin) nəql olunduqda əlavə olaraq ehtiyat nasos da işə salınır ki, bu da magistral kəmərdən optimal rejimdə, yüksək f.i.ə.-da istifadə etməyə imkan verir.

Təklif olunan iş rejimi zonaları (f.i.ə-nın böyük qiymətlərində) $H-Q$ sahəsi olmaqla şəkil 2.29- da göstərilmişdir.



Şəkil 2.29. 14HD-15x2 nasosunun H-Q sahəsi

Şəkil 2.29-da yuxarı 2-3 xətti çarxın maksimal diametrində D_2, aşağı 1-4 xətti isə işçi çarxının xarici diametrinin təklif olunan minimal qiymətində (hansı ki, yonulma ilə əldə olunur), nasosunun iş rejiminə uyğun gəlir.

$H-Q$ sahəsində yazıların şifrinin mənası belədir: 1-ci ədəd-sorma borusunun diametri, hansı ki, 25 dəfə kiçildilib (350 mm); H hərfi – neft; D hərfi–mayenin iki tərəfli girişi olan çarx; növbəti rəqəm – 10 dəfə kiçildilməklə tezgedişlilik əmsalı ($n_S = 150$) və axırıncı rəqəm–pillələrin sayını göstərir (cədvəl 2.2.).

Cədvəl 2.2

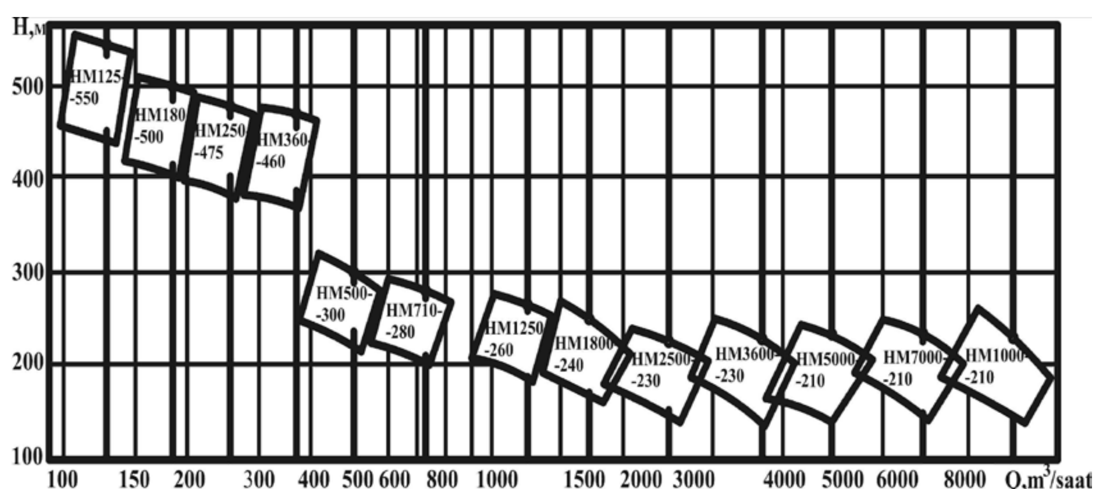
Nasosların texniki xarakteristikaları (valın fırlanma tezliyi n=3000 dövr/dəq.)

Göstəricilər	***Nasoslar***			
	12 H-10x4*	***14H-12x2***	***10HD-10x2***	***12HD-11x2***
Verim , m³/saat	*750*	*1100*	*800*	*1100*
Basqı, m	*740*	*370*	*285*	*270*
F.i.ə., %	*0,75*	*0,75*	*0,86*	*0,87*
Pillələrin sayı	4	2	2	2
Sorma borusunun diametri, mm	300	350	250	300
Vurma borusunun diametri, mm	250	300	195	220
İşçi çarxın xarici diametri, mm	415	430	330	375
Kürəyin eni, mm	28	42	42,5	47,5
Kütləsi, kq: Mühərriksiz	5000	5370	2740	3000

Mühərriklə	-	-	6275	8870
Ardıcıl birləşən nasos-ların sayı	1	2	3	3

*- normal sıraya aid olmasa da tətbiq olunur.

Nasosların işarələnməsi (şəkil 2.30) aşağıdakı kimi açıqlanır: HM – neft, magistral; 1-ci rəqəm – maksimal f.i.ə-da nasosun verimi; 2-ci rəqəm - m – lə ölçülən diferensial basqı.



Şəkil 2.30. Magistral neft məhsulları kəmərləri üçün mərkəzdənqaçma nasoslarının normal sırası

Verimi 1250 m³/saat-dək olan nasoslar çox pilləli seksiyalı verimi 1250 m³/saat-dan çox olanlar isə birpilləli spirallı nasoslar olur (cədvəl 2.3).

Cədvəl 2.3

Nasosların hesablanma rejimlərinin əsas göstəriciləri

Nasos	*Verim, m³/saat*	*Basqı, m*	*Buraxıla bilən kavitasiya ehtiyatı, m*	*F.i.ə., % (az olmayaraq)*
NM-125-550	*125*	*550*	*4*	*68*
NM-180-550	*180*	*500*	*5*	*70*
NM-250-475	*250*	*475*	*6*	*-*

NM-360-460	*360*	*460*	*8*	*74*
NM-500-300	*500*	*300*	*12*	*78*
NM-710-280	*710*	*280*	*14*	*83*
NM-1250-260	*1250*	*260*	*20*	*84*
NM-1800-240	*1800*	*240*	*25*	*85*

2.1.5.2. Basqıaltı ilə işləyən nasoslar

Praktikada magistral neft (neft məhsulları) kəmərlərində lazım olan basqını yaratmaq üçün əsas nasosların girişində basqıaltı (köməkçi) ilə işləyən və ya köməkçi HD_bH və HD_cH (cədvəl. 2.4) tipli nasoslar quraşdırılır. Bu nasosların işarələnmə şifrləri aşağıdakı kimi açıqlanır:

Cədvəl 2.4

Basqıaltı ilə işləyən nasosların texniki xarakteristikaları

Göstəricilər	***Nasoslar***			
	$8ND_bN$	***$12ND_cN$***	***$14\ HD_cH$***	***$18HD_cH$***
Verim , m³/saat	*600*	*1000*	*1260*	*1980*
Basqı, m	*35*	*24*	*37*	*34*
F.i.ə., %	*79*	*85*	*87*	*91*
Valın fırlanma tezliyi,dövr/dəqiqə	*960*	*930*	*960*	*730*
Çarxın xarici diametri, mm	*525*	*460*	*540*	*700*
Kürəyin eni, mm	*-*	*63*	*67*	*84*
Sorma borusunun diametri, mm	*250*	*350*	*400*	*500*
Vurma borusunun diametri, mm	*200*	*300*	*350*	*450*

Buraxıla bilən vakuumetrik sorma hündürlüyü,m	*5,5*	*5*	*5*	*4,8*
Kütləsi, kq	*865*	*1592*	-	-

1-ci ədəd – 25 dəfə kiçildilən basqı borusunun diametri (mm); H -nasos; D-iki tərəfdən girişli işçi çarxı; B-yüksək basqılı; C-orta basqılı; axırıncı hərif H-neft .

Bütün köməkçi nasoslar konstruksiyalarına görə eynidir (birpilləli, ikitərəfli girişi olan işçi çarxlı). HD_cH tipli nasoslar üçün tezgedişlilik əmsalı $n_S = 90 \div 110$, HD_bH nasoslar üçün isə $n_S = 60$ təşkil edir.

2.2. Qazı nəql etmək üçün kompressorlar

2.2.1. Kompressorlar və onların təsnifatı

Kompressor maşınları hava, buxar və qazın 0,2 MPa təzyiqdən aşağı olmayaraq sıxılması və nəqli üçün istifadə olunur. Ümumiyyətlə, kompressorlar soyuducu texnikada, qaz turbin qurğularında, reaktiv mühərriklərdə, təbii qazların və neftin çıxarılması, emalı və nəql edilməsində və digər sahələrdə istifadə olunur. Kompressorlar müxtəlif tipli və konstruksiyalı olurlar. Bunlardan pistonlu (porşenli), mərkəzdənqaçma, vintli, oxlu, rotorlu, membranlı və s. kompressorları misal göstərmək olar.

Qazların sıxılması üçün istifadə olunan bütün kompressorlar iki sinfə-porşenli və mərkəzdənqaçma qurğularına bölünür.

Porşenli kompressorların fəaliyyəti kompressorun silindrinin işçi həcminin dəyişməsi hesabına qazın sıxlaşdırılması prinsipinə əsaslanır. Belə

ki, həcm çoxaldıqca silindrin işçi tutumu sorma borusu ilə birləşərək qazla dolur, həcm kiçildikdə isə orada olan qaz sıxılır və vurucu boruya sıxışdırılır.

Mərkəzdənqaçma kompressorlarında qazın təzyiqinin artması, ona böyük sürətin verilməsi və sonradan axının kinetik enerjisinin sıxılma işinə çevrilməsi yolu ilə əldə edilir.

Porşenli kompressorlar rotasion və vintli maşınlara bölünür. Bu maşınların da fəaliyyəti sıxışdırma prinsipinə əsaslanır, lakin onlarda çarx qolu-sürgü qolu olmadığı üçün rotor böyük sürətlə fırlana bilir və nəticədə onların kiçik qabarit və çəkilərinə baxmayaraq nisbətən böyük məhsuldarlıq əldə oluna bilir.

İntiqalın tipinə görə kompressorlar iki qrupa bölünür:

1. ***Qazmühərrikli*** – kompressor qaz mühərriki ilə birlikdə hazırlanır;
2. ***İntiqallı***–tələb olunan fırlanma tezliyindən, gücündən və parametrlərinin tənzimləmə diapazonundan asılı olaraq elektrik mühərriklərindən, qaz turbinlərindən və ya daxili yanma mühərriklərindən istifadə olunur.

Məhsuldarlığına görə kompressor qurğuları az (0,015 m^3/s qədər), orta (0,015-1,5 m^3/s) və yüksək (1,5 m^3/s və daha çox) məhsuldarlıqlı olur.

Yaratdığı təzyiqə görə də kompressorlar aşağı (0,2-1,0 MPa), orta (1-10 MPa), yüksək (10-100 MPa) və daha yüksək təzyiqli (100 MPa-dan çox) olurlar.

Sıxılan qazın xarakteristikasına görə kompressor maşınları hava və qaz kompressorlarına bölünür.

Silindrlərinin oxlarının fəzadakı vəziyyətinə görə kompressor maşınları şaquli, üfüqi, bucaq (L, V və W şəkilli) və oppozit tipli (silindrləri horizontal vəziyyətdə oxun iki tərəfində yerləşən) olurlar.

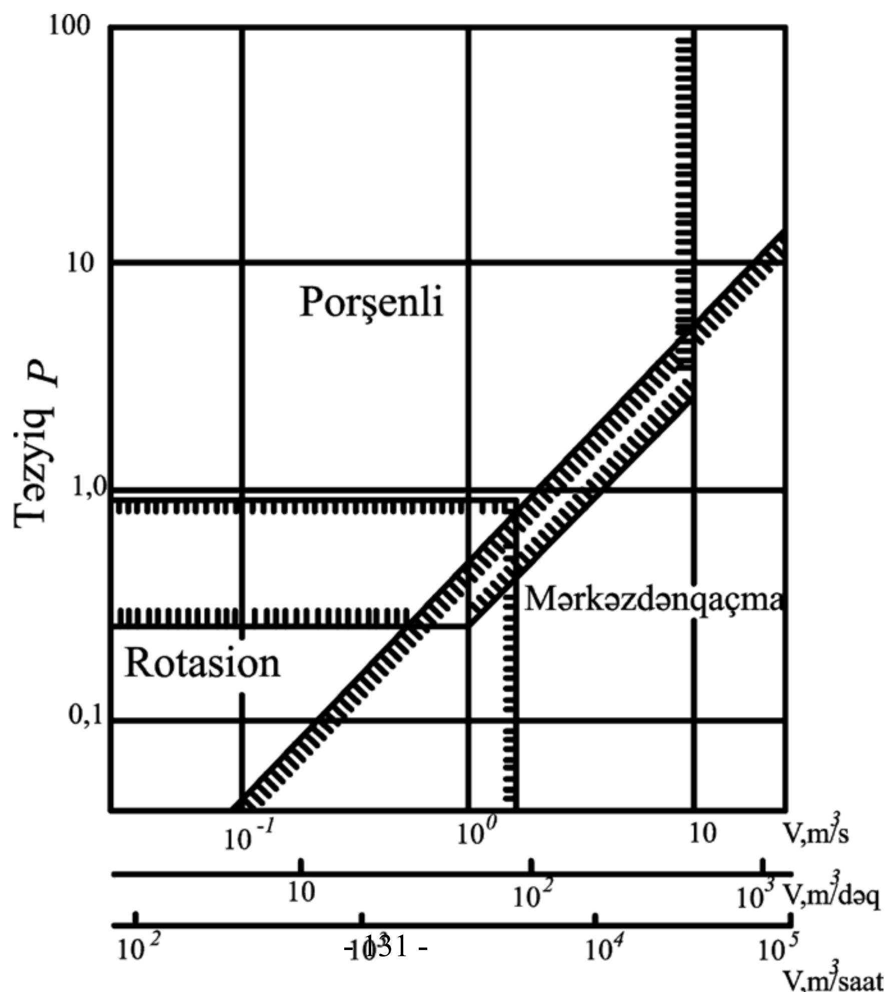
Kompressorlar həm də konstruktiv quruluşuna, təzyiqə, qazın sıxılma dərəcəsi və pillələrinin sayına, məhsuldarlığına və s. görə də fərqlənirlər.

Müxtəlif kompressorların məhsuldarlıq (V) və təzyiqdən asılı olaraq tətbiq sahələri şəkil 2.31-də göstərilmişdir.

Məhsuldarlıq çoxaldıqca mərkəzdənqaçma kompressorların, təzyiqin artması ilə isə porşenli kompressorların tətbiq olunması daha məqsədəuyğundur.

Bəzən, məsələn, qazın sıxlığının dəyişdiyi və ya məhsuldarlığın tənzimlənməsi zərurəti yarandığı hallarda mərkəzdənqaçma maşınları istifadə olunan sahələrdə porşenli kompressorların tətbiq olunması də sərfəli olur. Qeyd olunanlarla yanaşı, bu və ya digər sinfə məxsus olan kompressorların tətbiq sahəsi onların təkmilləşməsindən də asılı olaraq da dəyişə bilər.

Konkret layihələr üçün kompressorların sayı və tipinin seçilməsi onların



Şəkil 2.31. Müxtəlif sinfə məxsus kompressorların tətbiq sahəsi

sənayedə buraxılan nomenklaturasını da nəzərə almaqla, mümkün variantların texniki-iqtisadi təhlilinə əsasən həyata keçirilir.

Kompressorların təsnifatı və növləri cədvəl 2.5-də göstərilmişdir.

Cədvəl 2.5

Qazı nəql etmək üçün kompressorlar

Kompressorların markaları	**Mühərrik**	**Gücü**	**Məhsuldar-lıq m^3/dəq**	**Qazın təzyiqi, kqs/sm^2**	
				Girişdə	**Çıxışda**
1	***2***	***3***	***4***	***5***	***6***
Porşenli kompressorlar (qaz-mühərrikli)					
10 QKM1/25-55	***Qaz mühərrikli***	***1000 a.q.***	*385*	*25*	*55*
10 QKM1/23-42	*“-------”*	*“-------”*	*504*	*23*	*42*
10 QKM1/11-26	*“-------”*	*“-------”*	*277*	*11*	*26*
10 QKM1/17-35	*“-------”*	*“-------”*	*409*	*17*	*35*
10 QKM1/3,5-14	*“-------”*	*“-------”*	*190*	*3,5*	*14*
10 QKM1/55-125	*“-------”*	*“-------”*	*400*	*55*	*125*
10 QKM1/6-16	*“-------”*	*“-------”*	*293*	*6*	*16*
10 QKM1/1,7-6	*“-------”*	*“-------”*	*225*	*1,7*	*6*
10 QKM1/14-40	*“-------”*	*“-------”*	*280*	*14*	*40*
10 QKM2/1,5-17,4-1	*“-------”*	*“-------”*	*112*	*1,5*	*17,4*
10 QKM2/2-25	*“-------”*	*“-------”*	*95*	*2*	*25*
(4-25)	*“-------”*	*1000 a.q.*	*(136)*	*(4)*	*(25)*

10 QKM2/4-35	*"-------"*	*"-------"*	*118*	*4*	*35*
10 QKM2/1,3-28,5	*"-------"*	*"-------"*	*60*	*1,3*	*28,5*
10 QKM2/1,3-14,3	*"-------"*	*"-------"*	*81,6*	*1,3*	*14,3*
10 QKM2/1,1-14	*"-------"*	*"-------"*	*53,5*	*1,1*	*14*
10 QKM2/1,6-11,1	*"-------"*	*"-------"*	*44,4*	*1,6*	*11,1*
0,79-15	*"-------"*	*"-------"*	*35*	*0,79*	*15*
10 QKH1/25-55-1	*"-------"*	*1500 a.q.*	*595*	*25*	*55*
10 QKH1/6-16	*"-------"*	*"-------"*	*415*	*6*	*16*
10 QKH1/17-35	*"-------"*	*"-------"*	*625*	*17*	*35*
10 QKH1/3,5-14	*"-------"*	*"-------"*	*260*	*3,5*	*14*
10 QKH1/11-26	*"-------"*	*"-------"*	*490*	*11*	*26*
10 QKH1/55-125	*"-------"*	*"-------"*	*586*	*55*	*125*
10 QKH1/31-64	*"-------"*	*"-------"*	*700*	*31*	*64*
10 QKH1/47,4-56	*"-------"*	*"-------"*	*2083*	*47,4*	*56*
10 QKH1/24-38,6	*"-------"*	*"-------"*	*883*	*24*	*38,6*
10 QKH1/36,5-55	*"-------"*	*"-------"*	*1133*	*36,5*	*55*

Cədvəl 2.5-in ardı

1	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**
10 QKH1/16-50	***Qaz mühərrikli***	***1500 a.q.***	*353,5*	*16*	*50*
10 QKH1/9,5-12,5	*"-------"*	*"-------"*	*1208*	*9,5*	*12,5*
10 QKH1/4-16 *(5-16)*	*"-------"*	*"-------"*	*225* *(308,3)*	*4* *(5)*	*16* *(16)*
10 QKH1/16-40	*"-------"*	*"-------"*	*483,3*	*16*	*40*
10 QKH2/1,69-15	*"-------"*	*"-------"*	*109,5*	*1,69*	*15*
10 QKH2/2-25	*"-------"*	*"-------"*	*140*	*2*	*25*
10 QKH2/1,5-17,4	*"-------"*	*"-------"*	*155*	*1,5*	*17,4*
10 QKH2/4-35	*"-------"*	*"-------"*	*173,3*	*4*	*35*
10 QKH2/5-55	*"-------"*	*"-------"*	*170*	*5*	*55*
10 QKH2/4-35	*"-------"*	*"-------"*			
10 QKH2/25-250	*"-------"*	*"-------"*	*153*	*25*	*250*
10 QKH2/50-250	*"-------"*	*"-------"*	*225*	*50*	*250*
10 QKH2/50-150	*"-------"*	*"-------"*	*390*	*50*	*150*
10 QKH3/5-100	*"-------"*	*"-------"*	*130*	*5*	*100*
10 QKH4/2-150	*"-------"*	*"-------"*	*91*	*2*	*150*
10 QKH4/1-55	*"-------"*	*"-------"*	*88*	*1*	*55*
10 QKHA1/25-55	*"-------"*	*"-------"*	*595*	*25*	*55*
10 QKHA1/36,5-55	*"-------"*	*"-------"*	*1133*	*36,5*	*55*
10 QKHA1/30-56 *(38-56)*	*"-------"*	*"-------"*	*683* *(866,6)*	*30* *(38)*	*56*
10 QKHA1/31,7-56 *(47,4-56)*	*"-------"*	*"-------"*	*750* *(2083)*	*31,7* *(47,4)*	*56*

10 QKHA2/(46-50)-(320-350)	*“-------”*	*“-------”*	*196,7 (175)*	*50 (46)*	*350 (320)*
MK8/(25-43)-56	*Qaz mühərrikli*	*2800 a.q.*	*1068-3800*	*25-43*	*56*
MK8/50-150	*“-------”*	*“-------”*	*850*	*50*	*150*
Mərkəzdənqaçma kompressorları					
K-380-102-1	*Elektrik mühərrikli*	*6000 Kvt*	*360*	*1,5*	*42*
K-380-103-1	*“-------”*	*“-------”*	*345*	*1,9*	*39*
K-400-51-1	*“-------”*	*“-------”*	*5*	*1,01*	*400*
520-12-1	*“-------”*	*10000*	*525*	*35,4*	*56-75*
370-14-1	*“-------”*	*6000*	*341*	*37,5*	*56-75*
370-17-1	*“-------”*	*6000*	*341*	*37,5*	*56-75*
370-15-1	*“-------”*	*4400*	*363*	*25,5*	*56,0*
340-81-3	*“-------”*	*3200*	*350*	*1,01*	*13,2*
340-81-2	*“-------”*	*2500*	*340*	*1,17*	*12*

Cədvəl 2.5-in ardı

1	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**
260-21-1	*Qaz turbini*	*400*	*218*	*1*	*2*
260-12-1	*“-------”*	*4400*	*245*	*37,5*	*56*
170-71-1	*“-------”*	*1250*	*165*	*1,5*	*6,6*
102-11-1	*“-------”*	*1900*	*93*	*35,4*	*56*
75-51-1	*“-------”*	*820*	*156*	*2*	*15*
40-51-1	*“-------”*	*2000*	*44*	*12*	*36*
QTK-7/5M	*“-------”*	*630*	*117*	*1*	*5*
22ÜKO-42/8-38	*“-------”*	*1500*	*42*	*8*	*38*
ÜKO-90/17-57	*“-------”*	*6000*	*90*	*17*	*57*
280-11-1	*“-------”*	*4500*	*260*	*35*	*57*
280-11-6	*“-------”*	*4000*	*260*	*37,5*	*57*
280-11-2	*“-------”*	*4000*	*260*	*37,5*	*57*
280-12-4	*“-------”*	*4250*	*260*	*36*	*57*
Porşenli kompressorlar (qaz-mühərrikli)					
H-300-1,23	*“-------”*	*6000*	*400*	*57*	*75*
NQ-280-9	*“-------”*	*9000*	*680*	*34,5*	*57*
Rotasion kompressorlar					
DRK28	*“-------”*	*100 kVt*	*22,2*	*1*	*3,5*
DRK50	*“-------”*	*320*	*50*	*1*	*7*
Vintli kompressorlar					
7VKQ-25/5	*“-------”*	*124 kVt*	*27*	*0,8*	*5*
VK-4/5-13	*“-------”*	*65*	*20*	*5*	*13*

Qeyd: ***1.*** *Kompressorların məhsuldarlığı standart şəraitdə göstərilib.*

2. *Qazmühərrikli kompressorlarında «H» indeksi turboüfürmə, «A»-avtomatlaşdırılmış deməkdir.*

2.2.2. Kompressorun əsas parametrləri

Həcmi verim – kompressorun vahid zamanda sıxdığı qazın həcmidir, m^3/s. Sorma şəraitinə gətirilmiş məhsuldarlıq – vurma qısa borusunda ölçülmüş və sorma şəraitinə hesablanmış qazın həcminə deyilir. Normal şəraitdə məhsuldarlıq –kompressorun vurma qısa borusunda ölçülmüş və normal şəraitə (təzyiq 0,1 MPa və temperatura 0^0C) hesablanmış məhsuldarlıqdır.

Kütlə verimi – vahid zaman ərzində kompressorun sıxdığı qazın kütləsidir, kq/s.

Kompressorun girişində qazın təzyiqi – kompressor girişindəki qısa boruda ölçülmüş qazın mütləq təzyiqidir.

Kompressorun girişində qazın temperaturası – kompressorun girişindəki qısa boruda qazın temperaturudur.

Kompressorun çıxışında qazın temperaturası – kompressorun çıxışındakı qısa boruda qazın temperaturudur.

Sıxılma dərəcəsi – kompressorun çıxışında və girişində olan mütləq təzyiqlərin nisbətidir.

Güc – qaz mühitinin müəyyən həcmi üçün kompressorun vahid zaman ərzində gördüyü işdir.

Nəzəri güc – müəyyən termodinamiki prosesdə verilmiş miqdarda qazın sıxılması üçün vahid zaman ərzində tələb olunan işdir.

İndikator güc (pistonlu kompressorlar üçün) – tsiklin indikator işinə uyğun olan gücdür.

Qazdinamiki güc – verilmiş işçi qazın vahid zaman ərzində sıxılmasına və nəql edilməsinə lazım olan faktiki işdir. Bu iş mexaniki sürtünmədən başqa bütün növ itkiləri nəzərə almalıdır: termodinamiki itkilər, sızmadan alınan itkilər, hidravliki müqavimətlərdən alınan itkilər.

Kompressorun sərf etdiyi güc – qazın sıxılmasına, nəql edilməsinə və eləcə də kompressorlarda bütün növ itkilərə, mexaniki itkilər də daxil olmaqla, sərf edilən gücdür.

Kompressorun maksimal gücü – kompressorun işi zamanı sərf edilən maksimum gücdür: kompressorun girişindəki təzyiq sabit və çıxışında dəyişən olduqda və ya kompressorun çıxışındakı təzyiq sabit və girişindəki dəyişən olduqda.

Kompressor qurğusunun gücü – verilmiş həcmdə qazın sıxılması və nəql edilməsi zamanı kompressorlarda sərf edilən bütün növ itkiləri, birləşdirici bəndlərdə (muftada, reduktorda və s.) və intiqal mühərriklərində itkiləri dəf etmək üçün tam gücdür.

Kompressorun faydalı iş əmsalı – verilmiş miqdarda qazın sıxılması üçün tələb olunan faktiki sərf olunan gücün nəzəri gücə olan nisbətidir.

2.2.3. Səmt qazlarının yığılması və nəqli sistemlərində tətbiq olunan qurğular

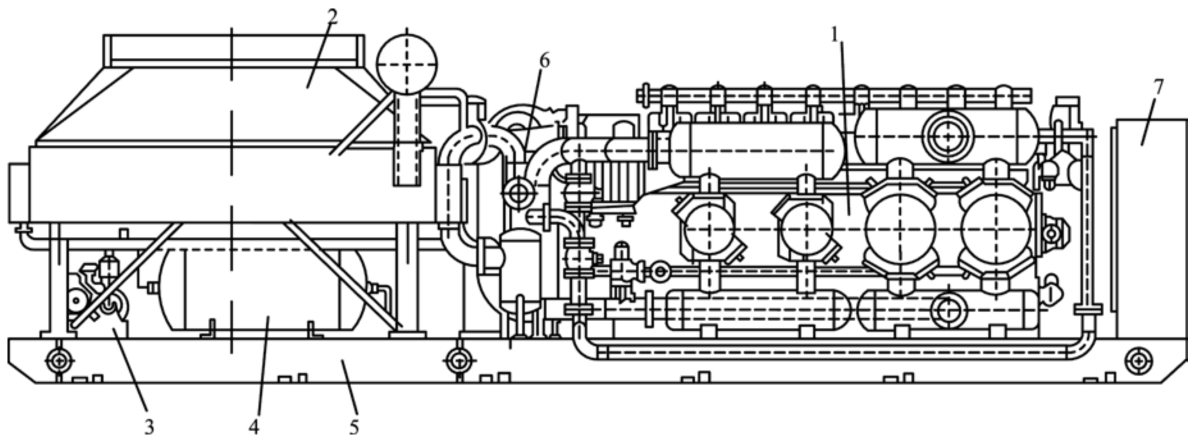
QM-8 kompressorunun bazasında gücü 550 a.q olan KS -550 çoxbloklu avtonom kompressor stansiyası istehsal edilir və bu stansiya mədənlərdə neft qazının (səmt qazın) yığılması, hazırlanması və nəqli üçün nəzərdə tutulur.

KS-550 kompressor stansiyasının ümumi görünüşü şəkil 2.32-də göstərilmişdir.

Stasionar kompressor stansiyaları ilə müqayisədə bu stansiyanın üstün cəhətləri ondan ibarətdir ki, onu tez quraşdırmaq və demontaj etmək, bir yerdən başqa yerə daşımaq, dəfələrlə istifadə etmək mümkündür. Bundan əlavə, xüsusi kapital qoyuluşu və istismar xərcləri aşağıdır.

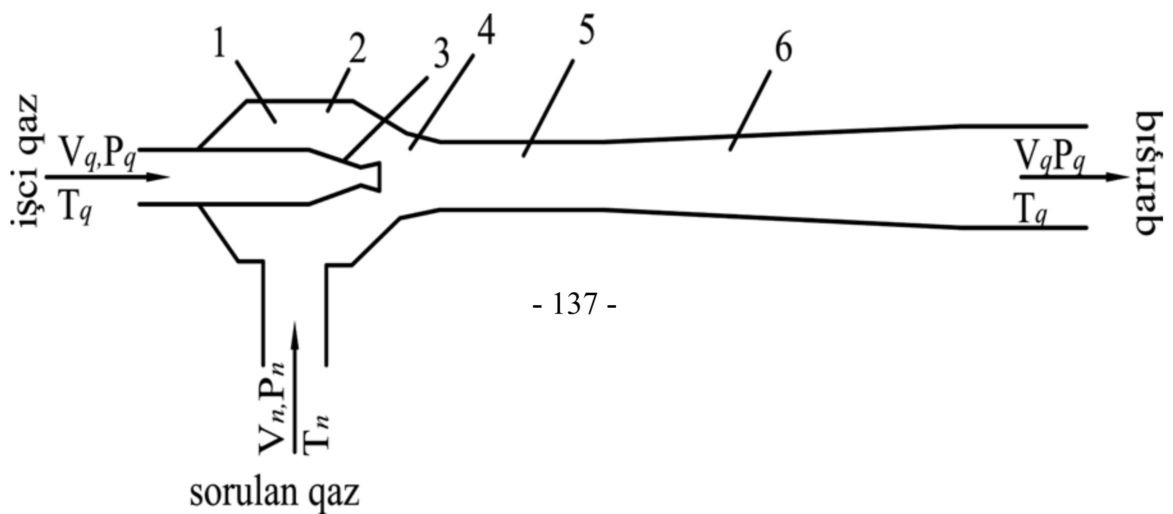
KS-550 kompressor stansiyasının komplektinə qazmühərrikli kompressoru, radiator-ventilyasiya qurğusu, separatorlar, yağ süzgəcləri, hava təmizləyici və səsboğucu blokları həmçinin boru kəmərləri, birləşdirici bloklar və digər hissələr daxildir.

Qazın nəql edilməsi üçün istifadə olunan qurğulardan biri şırnaqlı kompressorlar və ya qaz ejektorlarıdır.



Şəkil 2.32. KS-55 kompressor stansiyasının ümumi görünüşü

1-qazmühərrikli kompressorlar; 2-radiator-ventilyator qurğusu; 3-işəsalma kompressoru; 4-işəsalma balonu; 5-rama; 6 -sıxılan qazın boru xətti; 7-nəzarət-ölçü cihazlarının şiti



Şırnaqlı kompressorun (qaz ejektorunun) prinsipial sxemi şəkil 2.33-də göstərilmişdir.

Şəkil 2.33. Qaz ejektorunun prinsipial sxemi

1-qəbul kamerası; 2-konfuzor; 3-fəal saplo borusu; 4-passiv saplo (həlqəvi yarıq); 5-quraşdırma kamerası; 6-diffuzor

Bu kompressorun əsas elementləri qəbul kamerası (1), konfuzor (2), yüksək təzyiqli işçi qazın lazım olan şırnağını yaratmağa imkan verən fəal saplo borusu (3), aşağı təzyiqli, sorulan qazın şırnağını yaradan passiv saplo (həlqəvi yarıq) (4), qarışdırma kamerası (5) və qazın sonradan nəqli üçün onun lazımi təzyiqli qarışığını formalaşdıran diffuzordan (6) ibarətdir. Saploda (3) yüksək basqılı işçi qaz kəskin olaraq axma sürətini artırır. Bu zaman onun temperaturu ani olaraq, aşağı düşür. Qaz axınının böyük sürətli olması ilə əlaqədar olaraq şırnaq ejektorun divarları və ətraf mühitlə istilik mübadiləsində olmur və ona görə də temperatur qazın ejektora daxil olma temperaturundan xeyli aşağı olur.

İşçi qaz şırnağı, böyük sürətə malikdir və onun ətrafında aşağı təzyiqli yarandığı üçün qəbul kamerasından (1) aşağı təzyiq qazın sorulmasına imkan yaranır. Qarışdırma kamerasında və diffuzorda aktiv və sorulan qazın qarışması baş verir. Bu zaman onların temperaturu və axma sürəti bərabərləşir, qurğudan çıxış yolunda qazların tormozlanması zamanı isə həmin parametrlərin artması baş verir. Ejeksiya prosesi işçi qazın enerji və təzyiqinin itməsi ilə müşahidə olunur.

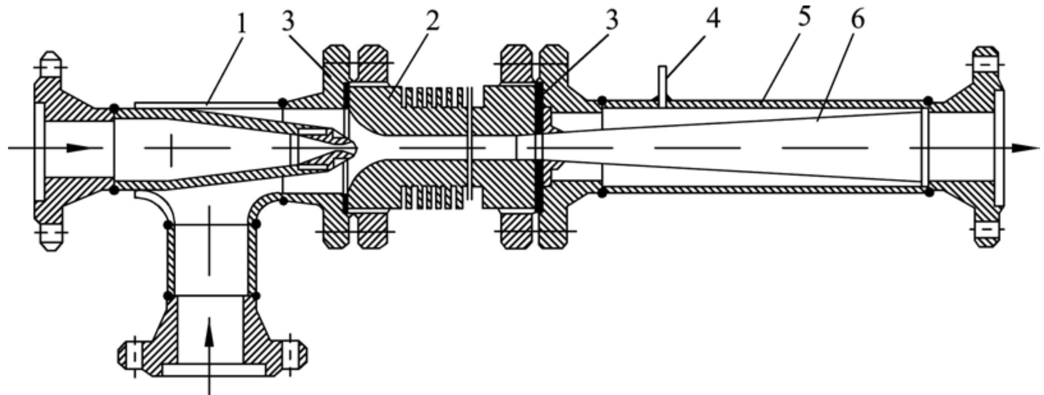
Qazşırnaqlı qurğuların işinin səmərəliliyini xarakterizə edən əsas parametrlər aşağıdakılardır:

- ***Ejeksiya əmsalı.*** Bu əmsal sorma və işçi qazların çəki sərflərinin nisbətini xarakterizə edir;

• ***Faydalı iş əmsalı,*** hansı ki, sorma qazının sıxılması işinin işçi qazın genişlənməsi zamanı yaranan işə olan nisbətini xarakterizə edir. Bu əmsal ejektorlar üçün faktiki olaraq 30 %-dən çox olmadığı üçün onların tətbiq sahəsini xeyli məhdudlaşdırır. Lakin izafi təzyiqli işçi qazı olduqda əksər hallarda ejektorların tətbiqi iqtisadi cəhətdən əlverişli ola bilir, çünki, onlar çox sadə konstruksiyaya malik olmaqla mexaniki kompressorlardan çox ucuz başa gəlir və quraşdırmaları çox asandır.

Ejektorlar əsasən, aşağı təzyiqli neft (səmt) qazların sıxılması üçün yüksək basqılı təbii qazların istifadəsi zamanı, aşağı təzyiqli qazın təzyiqini artırmaq üçün magistral qaz kəmərlərində qazın izafi enerjisindən istifadə olunduqda, separasiyanın birinci pilləsində qazın enerjisindən istifadə etmək hesabına aşağı pilləli separasiyadan neft qazlarının yığımı və nəqli zamanı və başqa hallarda istifadə olunur.

Ən sadə və ən geniş tətbiq olunan ejektorlardan EQ-P/D tipli qurğunu göstərmək olar (şəkil 2.34). Burada E-ejektor; Q-qaz; P-işçi təzyiq; D-qəbul kamerasının sorma borusunun diametrini göstərir.



Şəkil 2.34. EQ -P/D qaz ejektoru

Ejektorun kamerası (1) standart hissələrdən qaynaq edilərək yığılır. Qarışdırma kamerası (2) qızdırma zamanı istiliyin yaxşı qəbulu və hidratyaranmanın qarşısını almaq üçün xüsusi quruluşa malikdir.

Diffuzor (6) nazik list poladdan hazırlanmaqla yüksək təzyiqli xarici örtüklə (5) təchiz olunur. 1 və 2 kameralarının flənsləri və diffuzorun örtüyü arasında kipləşdiricilərdən (3) istifadə olunur ki, qızdırma zamanı hermetiklik yaxşı təmin olunsun. Ejeksiyanın rejimlərinin dəyişilməsi, yəni fəal saplonun diametrinin və diffuzorun giriş ölçüsünün azaldılması və ya artırılması zamanı diffuzor dəyişməz qalır.

Qızdırıcının alışqanına qaz ştuserdən (4) götürülür. Diffuzor və onun örtüyü arasında qalan boşluq qızdırıcıya daxil olan qazın hazırlanması üçün sadə qravitasiya separatoru kimi istifadə olunur. EQ-P/D tipli ejektorların müxtəlif növləri cədvəl 2.6- da göstərilmişdir.

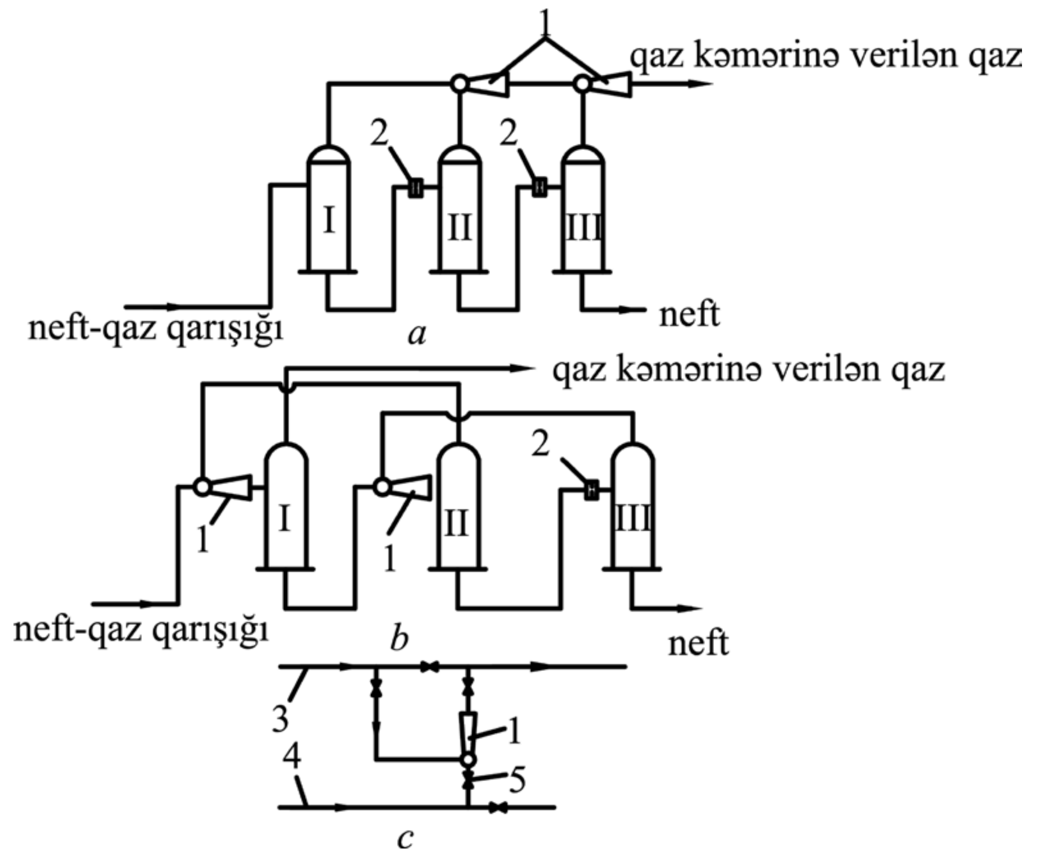
Cədvəl 2.6

EQ-P/D tipli ejektorların növləri və göstəriciləri

Ejektor	***Maksimal işçi təzyiqi, MPa***	***İşçi qazının maksimal sərfi, min m^3/gün***	***Qabarit ölçüləri (uzunluğu, hündürlüyü, eni), mm***	***Çəkisi, kq***
EQ-200/70	200	100	900x400x300	125
EQ-40/125	40	450	1500x400x300	250
EQ-100/125	100	900	1792x400x616	280
EQ-160/125	160	950	1800x800x650	300
EQ-25/250	25	1900	3000x900x700	600
EQ-64/250	64	3500	3500x900x750	700

EQ-100/250	100	4500	3500x900x800	800

Neft qazının sıxılması üçün ejektorların tətbiqinin bəzi prinsipial texnoloji sxemləri şəkil 2.35-də göstərilmişdir. Səmt qazının yığılması və nəqli sistemlərində ejektorlardan istifadə edilməsinin başqa sxemləri də mümkündür.



Şəkil 2.35. Neft qazlarının sıxılması üçün tətbiq olunan ejektorların prinsipial texnoloji sxemləri

a- separasiyanın II və III pillələrində neft qazının sıxılması üçün ejektorun tətbiqi:b –eyni vaxtda ejektorlardan drosselləmə kimi istifadə olunmaqla; c-ejektorun qaz kəmərində tətbiqi; 1-ejektor; 2-təzyiq tənzimləyicisi; 3-aşağı təzyiqli qaz kəməri; 4-yüksək təzyiqli qaz kəməri; 5-siyirtmə

2.2.4. Porşenli qaz-mühərrikli və mərkəzdənqaçma qazvurucu qurğularla təchiz olunmuş kompressor stansiyaları

Kompressor stansiyaları magistral qaz kəmərlərinin əsas tərkib hissələrindən biridir. Kompressor stansiyalarının vəzifəsi qazın sıxılması ilə təzyiqini qaldırmaq hesabına qaz kəmərinin buraxma qabiliyyətinin artırılması, həmçinin qazı nəqlə hazırlamaqdan ibarətdir. Təyinatı və qaz kəmərinin hansı hissəsində yerləşməsindən asılı olaraq kompressor stansiyaları baş və aralıq stansiyalara ayrılır. Baş kompressor stansiyaları qaz kəmərinin başlanğıcında yerləşir burada qazın nəqlə hazırlanması və hesablanmış təzyiqə kimi sıxılması həyata keçirilir.

Aralıq kompressor stansiyaları qaz kəmərinin trası boyu 100-200 km məsafədə yerləşir. Baş və aralıq stansiyaların texnoloji sxemlərində prinsipial fərq yoxdur. Fərq ancaq qazın nəqlə hazırlanması qurğularının fərqlənməsindədir. Belə ki, baş stansiyada qazın nəqlə hazırlanması tam həyata keçirilirsə, aralıq stansiyalarda bu hazırlıq qazın mexaniki qarışıq, kondensat və sudan təmizlənməsi ilə məhdudlaşır.

Kompressor stansiyalarının əsas avadanlıqları kompressor qurğuları hesab edilir. Magistral qaz kəmərlərində tələb olunan şəraitdən asılı olaraq əsasən porşenli qaz-mühərrik kompressorları və mərkəzdənqaçma qazvurucu qurğulardan istifadə olunur.

Porşenli qaz-mühərrik kompressorları bir qurğuda güc hissəsini və kompressoru birləşdirməklə yüksək etibarlılığa malik olur. Lakin gücü nisbətən az (3700 kVt-dək) olduğu üçün bu kompressorlar məhsuldarlığı böyük olmayan qaz kəmərlərində tətbiq olunur.

Konstruktiv icrasına görə porşenli (pistonlu) kompressorlar aşağıdakı təsnifata malikdir:

- sıxılma pillələrinin sayına görə - birpilləli, ikipilləli, üçpilləli və s;
- silindirlərin yerləşmə sıralarına görə-bir, iki və çoxsıralı;
- hərəkət mexanizminin konstruksiyasına görə-kreskoplu, kreskopsuz;
- təsir prinsipinə görə-sadə və ya iki təsirli və diferensial təsirli;
- soyuducu agentin növündən asılı olaraq-hava və ya su ilə soyudulan.

Mərkəzdənqaçma qaz-turbin kompressorları yüksək məhsuldarlıqlı qurğular hesab edilir. Ona görə də bu kompressorlar əsasən, güclü qaz kəmərlərində tətbiq olunur. Porşenli kompressorlarla müqayisədə qaz-turbin kompressorlarının digər müsbət cəhətləri də vardır. Belə ki, bu kompressorlar yağı az işlədir və güclü su soyuducu qurğusu olmadan işləyə bilir. Bundan əlavə, onlar az vibrasiyaya uğrayır, havanın aşağı temperaturunda gücünü xeyli artıra və məsafədən asanlıqla idarə oluna bilir. Lakin porşenli kompressorlarla müqayisədə bu kompressorların f.i.ə. aşağıdır. Qazturbin mərkəzdənqaçma kompressor maşınlarının gücü 4000-25000 kVt intervalında dəyişə bilir.

Elektrik mühərriki ilə işləyən mərkəzdəqaçma kompressorları daha ucuz, kompakt olmaqla az yanğın təhlükəlidir. Bu qurğularda sıxılma dərəcəsi 1,2-1,3, f.i.ə isə 0,21-0,28 intervalındadır.

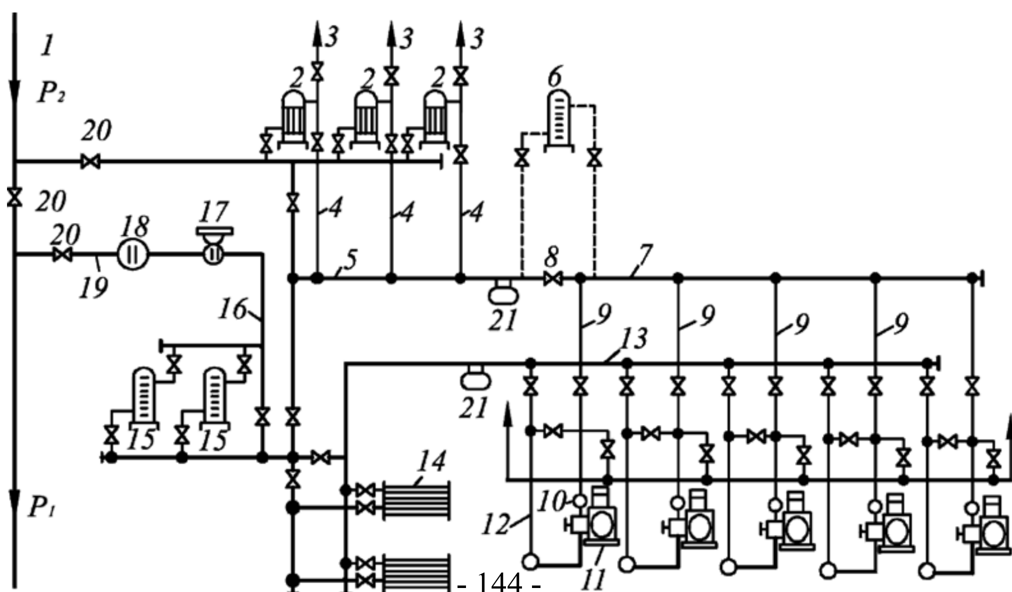
Qaz kompressorlarının seçilməsi zamanı onların növü və xarakteristikalarından, həmçinin kompressor stansiyasında quraşdırılan köməkçi avadanlıqlardan asılı olaraq texniki-iqtisadi göstəriciləri nəzərə

alınır. Bu zaman istismar xərclərinin nəzərə alınmasının çox əhəmiyyəti vardır.

Qaz kəmərlərində tikilən kompressor stansiyaları tətbiq olunan kompressorların növündən asılı olaraq qaz-mühərrik, qaz-turbin, elektrik-mühərrikli, sıxılma dərəcəsinə görə isə bir və çox pilləli olur. Stansiyaların texnoloji sxemləri əsasən kompressorların tipi və növü, qazın keyfiyyəti, nəqlə hazırlanma qurğuları, həmçinin köməkçi avadanlıqlardan və sistemlərdən asılıdır

Şəkil 2.36-da birpilləli sıxılma halı üçün qaz-mühərrik kompressorları ilə təchiz olunmuş baş kompressor stansiyasının texnoloji sxemi göstərilmişdir.

Şəkildə göstərilən sxemlə aşağıdakı əsas əməliyyatların aparılması nəzərdə tutulub; qaz kəməri (1) ilə stansiyaya daxil olan qaz şamlarla (3) təchiz olunmuş toztutucusuna (2) daxil olur və təmizlənmiş halda boru kəməri (4) ilə kollektora (5) qəbul olunur. Buradan qaz kükürd təmizləyicisinə (6) (əgər kükürdün miqdarı hər 100m^3 qazda 2 q-dan çox olarsa), sonra isə sorma kollektoruna (7) verilir. Əgər qazın tərkibində kükürd yoxdursa, o, kollektordan (5) açıq siyirtmə (8) vasitəsilə kükürd təmizləyicisindən yan keçməklə sorma kollektoruna ötürülür və oradan boru kəməri (9) ilə kompressorların (11) sorma kollektoruna (10) verilir.



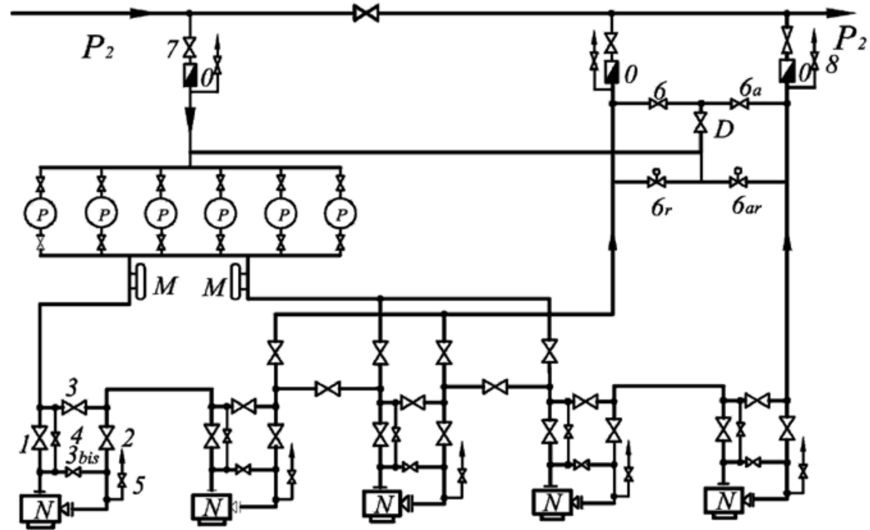
Şəkil 2.36. Porşenli qaz-mühərrik kompressorları ilə təchiz olunmuş kompressor stansiyasının texnoloji sxemi

Sıxılan qaz boru kəməri (12) ilə təzyiq altında vurucu kollektora (13), oradan isə zərurət yarandıqda suvarma soyuducusuna (14) və ya ondan yan keçməklə qurudulmaq məqsədi ilə qurğuya (15) daxil olur. Quru qaz boru kəməri ilə (16) odorizasiya olunmaq üçün qurğuya (17), sonra isə ölçü sahəsinə (18), daha sonra isə boru xətti ilə (19) açıq siyirtmədən (20) magistral qaz kəmərinə verilir. Sorma və vurma kollektorlarında quraşdırılan yağ tutucuları (21) qazla aparılan yağların bir hissəsini tutur.

Birpilləli kompressor stansiyalarının əsas xüsusiyyəti ondan ibarətdir ki, bütün kompressorlar həm sorma, həm də vurma kollektorlarına paralel olaraq qoşulduğu üçün onlardan hər birini istənilən vaxt ehtiyat kompressoruna çevirmək mümkündür.

Çoxpilləli sxemdə isə ehtiyata kompressorları qrup halında çıxarmaq lazım gəlir.

Şəkil 2.37-də vurucu qazın ikipilləli sıxılması üçün mərkəzdənqaçma tipli kompressor maşınlarla təchiz olunmuş kompressor stansiyasının texnoloji sxemi göstərilmişdir. Texnoloji sxemə uyğun olaraq magistral qaz kəmərindən təbii qaz krandan (7) keçərək şaquli yağlı toz tutucusuna (II) daxil olur, yağ tutucusundan (M) keçir və vurucu qurğularda sıxıldıqdan sonra əks klapan və krandan (8) keçməklə magistral qaz kəmərinə daxil olur. Sxemdə göstərilən kranlar (1,2) kompressor maşınlarını boru kəmərləri sistemindən ayırmaq üçün nəzərdə tutulub.



Şəkil 2.37. Mərkəzdənqaçma vurucularla təchiz olunmuş, qazın ikipilləli sıxılması üçün kompressor stansiyasının texnoloji sxemi

D-drossel kranı; H-turbovurucu; P- toztutucu; M-yağtutucu; O- əks klapan

Yoxlama sualları

1. ***Hansı prinsiplərə görə nasoslar bir-birindən fərqlənir?***
2. ***Mərkəzdənqaçma nasoslarının hidravliki parametrlərini göstərin.***
3. ***Nasosun yaratdığı tam basqı nədir?***
4. ***Nasosun faydalı iş əmsalı necə tapılır?***
5. ***Buraxılabilən kavitasiya ehtiyatı nədir?***
6. ***Magistral kəmərlərdə istifadə olunan əsas nasoslara hansı tələblər qoyulur?***
7. ***Mərkəzdənqaçma nasosunun iş xarakteristikasını (Q-H) hansı analitik ifadə ilə qeyd etmək olar?***

8. ***Nasosların universal xarakteristikaları nədir və onları necə dəyişmək olar?***
9. ***Nasosla boru kəmərinin cəm xarakteristikasının qurulmasında məqsəd nədir?***
10. ***Boru kəmərində mayelərin hansı hərəkət rejimləri mövcuddur?***
11. ***Temperaturun dəyişməsi nasosun iş rejiminə necə təsir göstərir?***
12. ***Ardıcıl və paralel birləşmiş boru xətləri ilə nasosun cəm xarakteristikalarını təhlil edin.***
13. ***Atqı xəttinin boru kəməri ilə nasosun cəm xarakteristikasına təsiri necədir?***
14. ***Ardıcıl və paralel birləşdirilmiş eyni və müxtəlif tipli nasoslarının cəm xarakteristikasını qurun.***
15. ***Mərkəzdənqaçma nasoslarının iş rejimini hansı üsullarla dəyişmək olar?***
16. ***Drosselləmə ilə iş rejiminin tənzimlənməsi necə aparılır?***
17. ***Baypas üsulu nədir?***
18. ***Nasosun işçi çarxının xarici diametrinin azaldılması ilə tənzimləmə nə deməkdir?***
19. ***Birləşmə sxemini dəyişməklə tənzimləmə necə aparılır?***
20. ***Nasosların texniki xarakteristikasının və hesablama rejimlərinin əsas göstəriciləri hansılardır?***
21. ***Qazları nəql etmək üçün hansı maşınlardan (qurğulardan) istifadə olunur?***
22. ***Kompressor maşınlarının tətbiq sahəsi hansı göstəricilərdən asılıdır?***
23. ***Kompressorların əsas parametrlərini göstərin.***
24. ***Kompressorun faydalı iş əmsalı necə tapılır?***

25. Porşenli kompressorların təsnifatı necədir?

26. Mərkəzdənqaçma qaz-turbin kompressorları haqqında nə bilirsiniz?

3 - cü FƏSİL

NEFTİN VƏ QAZIN NƏQLƏ HAZIRLANMASI

3.1. Neftin və qazın nəqlə hazırlanmasının zərurətləri

Neft yataqlarının ilk istismarı dövründə, fontan quyularından çıxarılan neftin tərkibində bir qayda olaraq su olmur. Lakin hər bir mədənin istismarının müəyyən dövründən sonra, laydan neft ilə birlikdə, əvvəlcə kiçik, sonra isə böyük miqdarda su daxil olur. Ümumiyyətlə, istehsal olunan neftin 60 -75 % -i su ilə birlikdə çıxarılır.

Müxtəlif yataqların quyularından neftlə bir yerdə çıxarılan lay suları tərkibinə və onlarda həll olunmuş duzların qatılığı, qazın miqdarı və mikroorqanizmlərin mövcudluğu ilə xeyli fərqlənə bilir.

Neftin lay suları ilə qarışığını çıxaran zaman yaranan emulsiyaya iki bir-birində həll olmayan mayenin (neft və su) mexaniki qarışığı kimi baxılmalıdır. Bu zaman mayelərdən biri digərinin həcmində müxtəlif ölçülü damlalar şəklində paylanır.

Neftin tərkibində suyun olması, nəql olunan mayenin həcminin və özlülüyünün artması səbəbindən nəql prosesi bahalaşır. Tərkibində mineral duzların olduğu su məhlulları, nefti nəql edən qurğuların və neft emalı avadanlıqlarının aşınmasına, tez sıradan çıxmasına səbəb olur. Neftin tərkibində hətta 0,1 % suyun olması, neft emalı zavodlarının rektifikasiya kalonlarında, neftin intensiv köpüklənməsinə səbəb olur ki, bu da emal rejiminin pozulmasına və əlavə olaraq kondensasiya cihazlarının çirklənməsinə səbəb olur.

Neftin yüngül fraksiyalarından (etandan pentana kimi karbohidrogen qazları) spirt, sintetik kauçuk, həllediciləр, maye-mühərrik yanacağı, kübrə, süni lif və sənayedə geniş tətbiq olunan üzvi sintezin digər məhsulları alındığı üçün onlar qiymətli xammal hesab olunur. Ona görə də təkcə neftdən ayrılan yüngül fraksiyaların itkisinin azaldılmasına deyil, həm də sonradan emal olunmaq üçün neft layından çıxarılan bütün karbohidrogenlərin saxlanılmasına çalışmaq lazımdır.

İstehsal olunan məhsulun keyfiyyəti, əsas etibarı ilə xammaldan, yəni neftdən asılıdır. Əgər yaxın keçmişdə neftayırma zavodlarının texnoloji qurğularında emal olunan neftin tərkibindəki mineral duzların miqdarı 100-500 mq/ℓ həddinə qədər qəbul olunurdusa, hazırda neftin duzlardan daha dərindən təmizlənməsi və əksər hallarda isə tam təmizlənməsi tələb olunur.

Neftin tərkibində mexaniki qarışıqların (qum və gil hissəcikləri) olması boru kəmərləri və neftnəqledici avadanlıqların yeyilməsinə səbəb olur, neftin emalını çətinləşdirir, mazut və qudronların miqdarını artırır, soyuducularda, sobalarda və istilik mübadilə edicilərdə çöküntülər əmələ gətirir ki, bu da istilikötürmə əmsalını azaldır və qurğuların tez sıradan çıxmasına səbəb olur. Mexaniki qarışıqlar əksər hallarda çətin ayrılan emulsiyaların əmələ gəlməsinə yardımçı olur.

Neftin tərkibində mineral duzların kristal və ya suda məhlulu şəklində olması, həm neft emalı, həm də neft nəqledici avadanlıqların və boru kəmərlərinin korroziyaya uğramasını gücləndirir, emulsiyaların dayanıqlılığını artırır, emal prosesini xeyli çətinləşdirir.

Uyğun şəraitdə lay suyunun tərkibində olan maqnezium və kalsium xloridin bir hissəsi duz turşusu yaranmaqla, hidrolizə olunur. Kükürd birləşmələrinin parçalanması nəticəsində neftin emalı zamanı hidrogen sulfid (H_2S) yaranır ki, bu da su mühiti olduqda güclü korroziya əmələ gətirir. Suda

həll olunmuş hidrogen xlorid də metalın yeyilməsinə səbəb olur. Suyun tərkibində hidrogen sulfid və duz turşularının olması, korroziyanın intensivliyini xüsusən artırır.

Yuxarıda qeyd olunan səbəblərdən neftin nəqlə hazırlanması zərurəti yaranır. Beləliklə, neftin nəqlə hazırlanması dedikdə ondan mexaniki qarışıqların, suyun, duzun və qazın ayrılması nəzərdə tutulur.

Neftin nəqlə hazırlanması keyfiyyəti mövcud standartlara əsasən yerinə yetirilir və keyfiyyətə qoyulan əsas tələblər cədvəl 3.1-də verilmişdir.

Cədvəl 3.1

Neftin hazırlanmasının keyfiyyətinə qoyulan əsas tələblər

Göstəricilər	***Neftin qrupu***		
	I	***II***	***III***
Suyun miqdarı, %-dən çox olmamaqla	*0,5*	*1*	*1*
Xlor duzlarının miqdarı, mq/ ℓ çox olmamaqla	*100*	*300*	*1800*
Mexaniki qarışıqların miqdarı, % çox olmamaqla	*0,05*	*0,05*	*0,05*
Təhvil məntəqəsində neftin temperaturunda doymuş buxarların təzyiqi, Pa çox olmamaqla	*66650*	*66650*	*66650*

Mədənlərdə istehsal olunan təbii qazların da, tərkibində əlavə qarışıqlar olur.

Bu qarışıqlar əsasən bərk hissəciklər (qum, gil, korroziyadan yaranan hissəciklər), ağır karbohidrogenlərin kondensatı, su buxarları, hidrogen sulfid, karbon iki oksid və təsirsiz qazlardan ibarətdir.

Qazda bərk hissəciklərin olması qazla təmasda olan kompressor hissələrinin tez yeyilərək sıradan çıxmasına səbəb olur. Bərk hissəciklər qaz kəmərlərində siyirtmələri, nəzarət-ölçmə cihazlarının sıradan çıxarır, kəmərin

ayrı-ayrı yerlərində toplanaraq canlı kəsik sahəsinin kiçildir, qaz yandırılan qurğuların işini pisləşdirir.

Qazın tərkibində olan maye hissəcikləri (su, kondensat) kəmərin çökək hissələrində yığılır, en kəsik sahəsini kiçildir, bundan əlavə borunun siyirtmə və cihazların korroziyaya uğramasına şərait yaradır. Qazda olan nəmlik qaz kəmərində bərk kristallar şəklində çökən hidratın əmələ gəlməsinə gətirib çıxarır. Bəzi hallarda əmələ gələn hidrat tıxacları qaz kəmərini tam bağlaya da bilir.

Qazın tərkibində rast gəlinən hidrogen sulfid qazı çox zərərli qarışıqdır. İş zonasının havasında onun qatılığı $0{,}01\frac{mq}{\ell}$-dən çox olduqda o artıq zəhərli hesab edilir. Bu qaz nəmlik olduqda metalları çox intensiv şəkildə korroziyaya uğradır. Karbon iki oksid qazının olması isə qazın yanma istiliyini xeyli azaldır.

Yuxarıda qeyd olunan zərurətlərə görə təbii qaz magistral qaz kəmərinə verilməzdən öncə hazırlıq mərhələsindən keçməlidir. Yəni, qaz qurudulmalı və zərərli qarışıqlardan təmizlənməlidir. Bundan əlavə, təbii qaz odarizasiya da olunmalıdır ki, qaz sızmaları baş verdikdə onu tez aşkar etmək mümkün olsun. Bu məqsədlə qaza kəskin və xoşagəlməz iyə malik olan odarant (məsələn, merkaptan) qatırlar ki, bu da ***qazın odarizasiyası*** adlanır.

Qazın nəqlə hazırlanması qaz kəmərinin baş tikililərində yerləşən xüsusi qurğularda aparılır. Nəqlə hazırlıq mərhələsini keçən qaz iqlim şəraiti nəzərə alınmaqla magistral qaz kəməri ilə nəql olunan təbii qaza olan sahə standartlarının tələblərinə uyğun olmalıdır.

3.2. Neft emulsiyalarının yaranması

Neftin sudan təmizlənməsi (deemulsasiyası) üsulunu düzgün seçmək üçün emulsiyanın yaranması mexanizmini və onun xassələrini bilmək vacibdir. Emulsiyanın yaranması, neft laydan quyu ağzına doğru hərəkət edən zaman başlanır və mədən kommunikasiyalarında sonrakı hərəkəti zamanı davam edir. Yəni, emulsiya neftin və suyun fasiləsiz qarışması baş verən yerlərdə yaranır. Quyuda emulsiyanın yaranması intensivliyi neftin çıxarılması üsulundan çox asılıdır ki, bu da öz növbəsində yatağın xarakterindən, onun istismar dövründən və neftin özünün fiziki–kimyəvi xassələrindən asılıdır.

Hal–hazırda istənilən yataq fontan, kompressor və dərinlik nasosları üsullarından biri ilə istismar olunur.

Neft yatağının ilkin istismarı dövrü üçün xarakterik olan fontan üsulunda neftin quyudan intensiv çıxarılması baş verir. Quyunun qaldırıcı borularında neftin su ilə qarışması intensivliyi neftdə həll olunmuş qazın ayrılması ilə artır ki, bu da neft-su qarışığının ilkin hərəkəti mərhələsində emulsiyanın yaranması ilə nəticələnir.

Kompressor istismar üsulunda quyularda emulsiyanın yaranması səbəbi isə fontan quyularında olduğu kimidir. Quyuya qaz əvəzinə hava vurularkən (erlift üsulu), asfalt-qətran hissəciklərinin yaranması ilə ağır karbohidrogenlərin bir hissəsinin oksidləşməsi baş verir və bu da xüsusən mənfi təsir göstərir.

Neftin dərinlik nasosları ilə çıxarılması üsulunda emulsiyanın yaranması klapan qutularında, klapanların özündə, nasosun silindrində, nasos ştanqlarının qalxma–enmə hərəkəti zamanı qaldırıcı borularda baş verir.

Emulsiyalarda iki fazanın–daxili və xarici fazaların bir-birindən fərqləndirilməsi qəbul olunmuşdur. Hər hansı mayenin xırda damcılarının yerləşdiyi digər maye xarici faza, dispersiyalı, yaxud bütöv mühit adlanır.

Kiçik damcılar şəklində mayenin dispersiyalı mühitin daxilində paylanması daxili və ya ***dispersli faza*** adlanır.

Xarici mühit və daxili faza xarakterinə görə emulsiyalar iki tipə ayrılır: neft suda (n/s) və su neftdə (s/n). Yaranan emulsiyaların tipi, əsasən iki fazanın həcminin nisbətindən asılıdır; emulsiyanı təşkil edən mayelərdən həcmi böyük olanı xarici faza hesab olunur. Təcrübədə çox vaxt (95 %) su neftdə (s/n) tipli emulsiyalara rast gəlinir. Neft suda (n/s) tipli emulsiyalarla müqayisədə üçüncü tip emulsiyalara-su neftdə suda tipli emulsiyalara da rast gəlmək olur. Neft-su emulsiyasının yaranmasına, fazaların nisbətindən başqa, emulqatorların, başqa sözlə emulsiyanın yaranmasına köməklik göstərən maddələrin təsiri də böyükdür. Onlar fazaların ayrılması sərhəddində səthi gərilməni azaldır və daxili fazanın hissəcikləri ətrafında möhkəm adsorbsiya örtüyünü yaradır. Suda həll olan emulqatorlar neft suda emulsiyasının yaranmasına yardımçı olur. Belə hidrofil (suda yaxşı islanan) emulqatorlara qələvi sabunlar, jelatin, kraxmal və s. aiddir.

Hidrofob emulqatorlar (neftdə həll olan) isə su neftdə (s/n) tipli emulsiyaların yaranmasına yardımçı olur. Belə emulqatorlara neftdə yaxşı həll olan üzvi turşuların qələvi-torpaq duzlarını, qətranları suya nisbətən neftdə daha yaxşı islanan gil və digər maddələri göstərmək olar.

3.3. Neft emulsiyalarının əsas xassələri

Neft emulsiyaları özlülük, disperslilik, sıxlıq, elektrik keçiriciliyi və dayanıqlılığı ilə xarakterizə olunur. Neft emulsiyalarının özlülüyü çox geniş diapazonda dəyişir və neftin özünün özlülüyü, emulsiyanın yaranma temperaturu, suyun və neftin emulsiyadakı miqdarı və emulsiyanın

temperaturundan asılıdır. Neft emulsiyaları qeyri-nyuton mayelərinə aid olduğu üçün onlar effektiv özlülüklə xarakterizə olunur.

Əgər neftin özünün xüsusiyyətində anomallıq vardırsa, onda emulsiyanın özlülüyünün anomallığı (xüsusən aşağı temperaturlarda) artır. Neft emulsiyalarının anomallığı, daxili fazanın hissəcikləri, məsələn, parafin kristallarının, fəza struktur qəfəsinin yaranması ilə izah olunur. Emulsiyada struktur qəfəsinin olması həm dinamik və həm də statik sürüşmə gərginliyinin yaranmasına səbəb olur. Neft emulsiyalarında özlülük anomallığının mövcudluğu temperatur şəraiti və suyun miqdarı ilə təyin olunur.

Hər bir neft emulsiyası özünün limit temperatur qiymətinə malikdir ki, həmin temperaturdan yuxarı qiymətlərdə emulsiyanın reoloji xüsusiyyətləri nyuton mayelərindəkinə uyğun olur, başqa sözlə, emulsiyanın özlülüyü bütün sürət qradiyentlərində sabit qalır.

Emulsiyanın tərkibindəki suyun miqdarının artması ilə effektiv özlülük artır ki, nəticədə (s/n) emulsiyası (n/s) emulsiyası ilə əvəz olunur və özlülük kəskin azalır. Emulsiyanın özlülüyünün azalmasına səbəb olan suyun neftdəki miqdarına uyğun nöqtə ***inversiya nöqtəsi*** adlanır.

Emulsiyaların reoloji parametrlərinin təyini məqsədilə qeyri-nyuton mayeləri üçün tətbiq olunan üsullardan istifadə olunur.

Emulsiyanın özlülüyünün analitik yolla təyin etmək üçün bir sıra tədqiqatçılar tərəfindən müxtəlif düsturlar təklif olunmuşdur. Belə analitik ifadələrə nümunə olaraq Eynşteyn düsturunu

$$\mu_0 = \mu(1 + 2{,}5\varphi) \tag{3.1}$$

və Teylor düsturunu

$$\mu_0 = \left[1 + 2{,}5\varphi\left(\frac{\mu_1 + 0{,}4\mu}{\mu_1 + \mu}\right)\right] \tag{3.2}$$

göstərmək olar. Burada μ_0 – emulsiyanın dinamik özlülüyü, Pa; μ – dispersiyalı (xarici faza) mühitin dinamik özlülüyü, Pa; φ – dispers mühitin (daxili faza) emulsiyanın ümumi həcminə nisbəti.

Emulsiyanın dispersliliyi, daxili fazanın hissəciklərinin xarici mühitdə parçalanma dərəcəsidir. Disperslilik bir-biri ilə qarşılıqlı əlaqədə olan aşağıdakı üç kəmiyyətdən biri ilə xarakterizə olunur:

- damcıların diametri -d;
- damcıların diametrinin tərs qiyməti $D = \frac{1}{d}$ (adətən, disperslilik adlanır);
- hissəciklərin səthlərinin cəminin ümumi həcmə nisbəti olan xüsusi fazalararası səth.

Neft və suyun fiziki–kimyəvi xassələri və həmçinin emulsiyanın yaranma şəraitindən asılı olaraq damcılar çox müxtəlif ölçülü, 0,1 mkm-dan bir neçə on millimetrə kimi ola bilər. Neft emulsiyaları mədən kommunikasiyalarından keçərək, müxtəlif hidrodinamiki şəraitdə olduqları üçün damcıların parçalanması, həmçinin böyüməsi halları mümkündür. Əlavə amillərin (qızdırma, emulqatorlar) olması boru kəmərləri ilə nəql olunan emulsiyaların fazalara ayrılmasına da gətirib çıxara bilər.

Neft emulsiyalarının sıxlığı bir neçə mayenin qarışığı üçün məlum olan düstura əsasən təyin olunur:

$$\rho_e = \frac{1}{(1-0{,}01q)\rho_n + 0{,}01q\rho_s}, \tag{3.3}$$

burada ρ_e, ρ_s, ρ_n -uyğun olaraq verilmiş temperaturda emulsiyanın, suyun və neftin sıxlığı, kq/m^3; q – neftdə suyun və həll olmuş duzların miqdarı olub, aşağıdakı kimi təyin olunur:

$$q = q_s/(1-0{,}1q_d),$$

harada ki, q_s – emulsiyada təmiz suyun miqdarı; q_d – suda həll olunmuş duzların miqdarıdır.

Təmiz neftin elektrik keçiriciliyi $10^{-9} - 10^{-4} \frac{sm}{m}$ intervalında və təmiz suyun elektrik keçiriciliyi isə $10^{-6} - 10^{-7} \frac{sm}{m}$ arasında dəyişir. Başqa sözlə, bu iki mayenin qarışığı yaxşı dielektrikdir. Lakin suda duz, yaxud turşuların kiçik miqdarda həll olması suyun, yəni emulsiyanın elektrik keçiriciliyini kəskin artırır. Neft emulsiyaları elektrik sahəsindən keçdikdə onların elektrik keçiriciliyi bir neçə dəfə də artır.

Emulsiylərın dayanıqlılığı, yaxud müəyyən müddət ərzində ayrı–ayrı tərkib komponentlərə ayrılmamaq qabiliyyəti, su-neft qarışıqları üçün əsas göstərici hesab edilir. Dayanıqlıq nə qədər çox olarsa, neftin sudan ayrılması (deemulsiyası) bir o qədər çətinləşir. Adətən, neft emulsiyaları müxtəlif dayanıqlılığa malik olur.

Su–neft emulsiyalarının dayanıqlılığına aşağıdakı amillər böyük təsir göstərir:

Sistemin dispersliliyi, emulqatorların fiziki-kimyəvi xassələri, parçalanmış hissəciklərdə elektrik yüklərinin olması, emulsiyanın temperaturu, lay sularının tərkibi.

Disperslilik nə qədər çox olarsa, emulsiyanın dayanıqlılığı bir o qədər çox olar.

Temperaturun artması ilə neftin özlülüyü azaldığından və emulsiyanın dayanıqlılığı da azalır. Temperaturun təsiri yüksək parafinli neftlərdə özünü daha qabarıq göstərir.

Lay sularının tərkibi də emulsiyaların dayanıqlılığına təsir göstərir. Lay suları kimyəvi tərkiblərinə görə də çox müxtəlifdirlər. Buna baxmayaraq, onları iki əsas qrupa ayırırlar:

Birinci qrupa sərt sular-tərkibində kalsium xlorid, yaxud kalsium-maqnezium xlorid birləşmələri olan sular;

İkinci qrupa–qələvi, yaxud natrium hidrokarbonatlı sular.

Lay sularında turşululuğun artması, dayanıqlılığın artmasına səbəb olur. Turşululuğu azaltmaq məqsədilə emulsiyaya qələvi əlavə edilir.

Emulsiyanın dayanıqlılığına təsir göstərən əsas amillər aşağıdakılardır:

- fazaların sıxlıqlarının nisbəti;
- neftin özlülüyü;
- su damcılarında müdafiə təbəqəsinin möhkəmliyi;

Yeni yaranmış emulsiyanın dayanıqlılığı daha azdır və ona görə də neftin duzdan və sudan təmizlənməsini mədənlərdə həyata keçirmək daha məqsədəuyğundur.

3.4. Neftdən suyun ayrılmasının əsas üsulları

Neft emulsiyalarının struktur quruluşunun dağıdılması aşağıdakı əməliyyatların ardıcıl olaraq həyata keçirilməsi ilə mümkündür:

- ayrı – ayrı damcıların birləşməsi;
- sipər örtüklərin dağıdılması;
- su zərrəciklərini birləşdirilərək , damcı şəklinə salınması;
- damcıların birləşərək böyük su kütləsi yaratması və onun qurğunun dibinə çökdürülməsi.

Suyu neftdən ayırmağın bir neçə texnoloji üsulları da vardır. Üsulun seçilməsi neftin tərkibindəki suyun miqdarından və suyun hansı vəziyyətdə olmasından asılıdır. Bəzi hallarda «xam» neftin tərkibində olan su sərbəst şəkildə, yəni dispersiya olunmamış vəziyyətdə olur. Belə su neftdən

çökdürməklə ayrılır. Əksər hallarda isə su neftin tərkibində emulsiya şəklində olur. Belə emulsiyaların iki növü mövcuddur:

- mexaniki stabilləşmiş;
- səthaltı maddələrlə stabilləşmiş.

Stabilləşmiş emulsiyada su neftdən çox asan ayrılıb çökür. Dayanıqlı, xırda dispersiyalı stabilləşmiş emulsiyadan suyu ayırmaq isə çox mürəkkəb üsulların tətbiq edilməsini tələb edir. Belə üsullardan sürətlə isidilmə, kimyəvi hazırlama, elektrik təsiri və həmçinin qarışıq üsulları göstərmək olar.

Neftlərin duzsuzlaşdırılması yolu ilə sudan ayrılması prosesi eyni xarakter daşıyır. Belə ki, neftdən suyu ayırarkən, suyun tərkibində həll olunmuş duz da ayrılır. Əgər tam duzsuzlaşdırma zərurəti yaranarsa, onda neftə təmiz su qarışdırılır və bu da öz növbəsində neftin tərkibindəki duzu həll edir.

Çökdürmə üsulu ilə emulsiyalarda asılı vəziyyətdə olan su hissəcikləri sıxlıqların fərqli olmasından ayrılırlar. Asılı vəziyyətdə olan hissəciklərin çökmə sürəti Stoks düsturuna əsasən təyin olunur:

$$U_d = \frac{d^2(\rho_s - \rho_n)g}{18\mu_n}, \qquad (3.4)$$

burada U_d – damcıların çökmə sürəti; d – çökən su hissəciklərin diametri; ρ_s və ρ_n – uyğun olaraq su və neftin sıxlığı; μ_n – neftin dinamik özlülüyü; g – sərbəstdüşmə təcili.

Stoks düsturu çökdürücünün divarının və çökən hissəciklərin özlülüyünün təsirini nəzərə almır və hərəkətsiz mühitdə damlaların çökməsi və ya üzə çıxmasını xarakterizə edir.

Adamar və Bond çökmə sürətinin təyini üçün daxili faza mayesinin özlülüyünü də nəzərə alan aşağıdakı ifadəni vermişlər:

$$U_d = d^2(\rho_s - \rho_n)\cdot g \cdot K/(18\mu_n);$$

$$K = 3(\mu_n + \mu_s)/(2\mu_n + 3\mu_s) \qquad (3.5)$$

Hərəkət edən damcı üçün $\mathrm{Re} \leq 2$ olduqda, (3.5) düsturundan istifadə etmək olar.

Çökdürücünün layihələnməsi zamanı aşağıdakı düsturlardan da istifadə edirlər:

$2 < \mathrm{Re} < 500$ olduqda ,

$$U_d = \frac{4}{55{,}5} gd \frac{(\rho_s - \rho_n)}{\rho_n} \mathrm{Re}^{0,6} \qquad (3.6)$$

$\mathrm{Re} > 500$ olduqda isə,

$$U_d = 3gd \frac{(\rho_s - \rho_n)^{\frac{1}{2}}}{\rho_n}, \qquad (3.7)$$

burada $\mathrm{Re} = dU_d \cdot \rho_n / \mu_n$ - Reynolds ədədidir.

Yuxarıda qeyd olunan düsturlardan da göründüyü kimi damlaların diametri böyüdükcə, mayenin özlülüyü azaldıqca, damlaların çökmə sürəti çoxalır.

Qeyd etmək lazımdır ki, neftin sudan təmizlənməsində həlledici rolu heç də su damlalarının çökmə sürəti deyil, müdafiə səthlərinin dağılma vaxtı və damlaların birləşərək böyük su kütləsinə çevrilməsi oynayır.

Göstərilən amillərin təyin edilməsi və onların təsir xüsusiyyətlərinin nəzərə alınması emulsiyanın ayrılması texnologiyasının seçilməsi və səmərəliliyinin artırılmasına böyük təsir göstərir.

Tətbiq ediləcək üsulların əsas prinsipləri aşağıdakılardır:

1. ***Hazırlanmış emulsiyanın temperaturunun artırılması.*** Bununla emulsiyanı təşkil edən mayelərin özlülüyü azalır və eyni zamanda görüş səthində səthi gərilmə azalır (neftdən suyun ayrılması məhz bu prinsipə əsaslanır).

2. ***Ayrılan maye hissəciklərinin ölçülərinin artırılması.*** Bunun üçün kimyəvi reagentlər tətbiq edilir və elektrik sahəsindən istifadə edilir.

3. ***Ayrılan hissəciklərin hərəkət sürətinin artırılması.*** Bunun üçün təbii ağırlıq qüvvəsini daha güclü mərkəzdənqaçma qüvvəsi ilə əvəz edilir.

4. ***Çökdürücünün ümumi sahəsini saxlamaqla çökmə hündürlüyünün azaldılması.*** Üfüqi çökdürücülərdə paralel lövhələrin və separatorlarda ayırıcı disklərin tətbiqi bu məqsədi daşıyır.

Emulsiyanın tərkibində asılı vəziyyətdə hissəciklərin olması, ayırmanın səmərəliliyini azaldır. Stabilləşmiş, dayanıqlı, xırda dispersli emulsiyaların mexaniki üsulla təmizlənmələri mümkün olmur.

Emulsiyaların ayrılması prosesinə hidravliki çökmə şəraiti (turbulentlilik, axınların konveksiyası, qarışma və s.) də mənfi təsir göstərir.

Neft emulsiyalarının təmizlənməsi üçün qarışıq üsulların tətbiqi (qravitasiya və termik, kimyəvi və elektrik) çox yaxşı səmərəli nəticələr verir.

3.5. Neftin sudan mexaniki üsulla təmizlənməsi

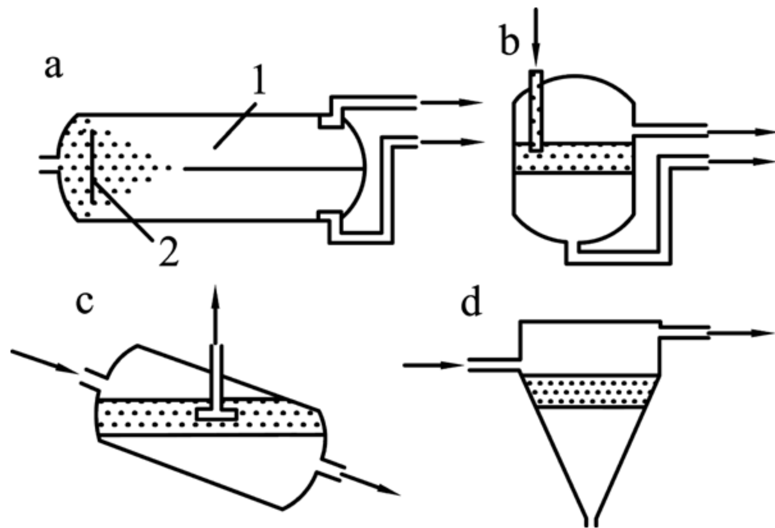
Neftin sudan təmizlənməsinin əsas mahiyyətini qravitasiyalı çökdürülmə təşkil edir. Çökdürülmənin iki növü-dövrü və fasiləsiz rejimləri tətbiq edilir və uyğun çökdürücülərlə həyata keçirilir.

Dövrü işləyən çökdürücü kimi adətən, silindrik çökdürücülər-çənlər (çökdürücü çənlər) tətbiq edilir. Təmizləmək üçün nəzərdə tutulan xam neft, paylayıcı boruların köməyi ilə çənlərə doldurulur. Çən doldurulduqdan sonra su çənin aşağısına çökür, neft isə yuxarı hissədə toplanır. Çökdürülmə prosesi hazırlanan neftin sakit vəziyyətində həyata keçirilir. Proses qurtardıqdan sonra neft və su çəndən boşaldılır. Çökdürücü çənlərin müsbət işi yalnız o zaman

əldə olunur ki, neftin tərkibində olan su sərbəst vəziyyətdə, yaxud iridamcılı stabilləşmiş halda olsun.

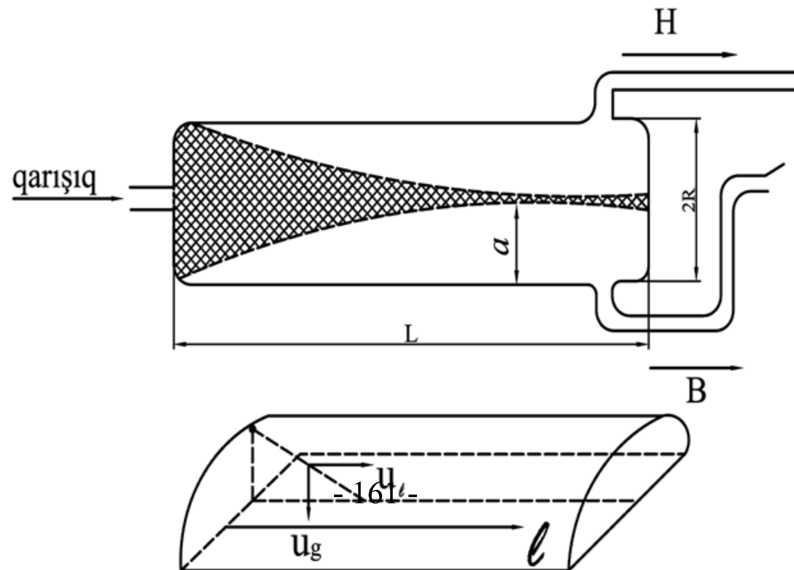
Fasiləsiz işləyən çökdürücülər üfüqi, şaquli, maili və konusvari olurlar (şəkil 3.1).

Üfüqi çökdürücülər uzununa və radial növlərinə ayrılır. Uzununa üfüqi çökdürücülər en kəsiyin formasına görə düzbucaqlı və dairəvi olurlar. Fasiləsiz işləyən qravitasiyalı çökdürücülərdə neftin hazırlanması kəsilməz axın üçün həyata keçirilir. Şəkil 3.2-də fasiləsiz işləyən üfüqi silindrik çökdürücülərin prinsipial sxemi göstərilmişdir.



Şəkil 3.1. Fasiləsiz işləyən çökdürücülər

A -üfüqi; b -şaquli; c-maili; d-konusvari; 1-ayrılma səthi; 2-arakəsmə



Şəkil 3.2. Üfüqi çökdürücünün prinsipial sxemi

H mayesində paylanmış B mayesinin emulsiyası çökdürücü çənə daxil edilir və ağırlıq qüvvəsinin təsirindən iki hissəyə ayrılır. Ayrılmış mayelər H və B boruları vasitəsilə çökdürücü çəndən xaric olur. Şəkil 3.2- də emulsiya sahəsi ştrixlənmişdir və bu sahə H mayesinin (yuxarı) zonasını B mayesinin (aşağı) zonasından ayırır. Şəkildə $\alpha-$fazaları ayıran zonanın sərhəddidir. Çökdürücünün kifayət qədər uzunluğu L olduqda, onun çıxış hissəsində emulsiyanı təşkil edən fazaların tam ayrılması baş verir. Bircinsli H mayesində hərəkət edən B mayesinin damcıları həm çökdürücü boyu H mayesinin axın qüvvəsinin və həm də B damcısı (ρ_{su}) və H mayesinin (ρ_n) sıxlıqlarının müxtəlifliyindən yaranan Arximed qüvvəsinin təsirinə məruz qalır.

Damcı çökdürücü boyunca hərəkət edən axının sabit U_l sürəti ilə irəliləyir və həm də sabit U_g sürəti ilə ağırlıq qüvvəsinin təsirindən aşağı enir.

Damcının enmə sürəti U_g Adamar düsturuna əsasən (Stoks qanununa uyğun olaraq) təyin oluna bilər. Ayırma səthindən (a səviyyəsi) yuxarıda yerləşən damcı r-səviyyəsindən hərəkətə başlayır və $t_g = r/U_g$ zamanı müddətində ayırma səthinə çatır.

Axının sürəti $U_l = Q/S$ ifadəsindən tapılır (Q və S-uyğun olaraq axının sərfi və en kəsik sahəsidir).

Əgər H və B mayelərinin ayırma sərhəddi çökdürücünün ortasında yerləşərsə, onda $S = \pi R^2 / 2$ (R-silindrik çökdürücünün radiusudur).

$R \frac{U_l}{U_g} \leq L$ olduqda çökdürücüdə ayrılan damcıların diametri:

$$d_0^2 \geq \frac{36}{\pi} \frac{\mu_n}{Kg\Delta\rho} \frac{Q}{RL}, \quad (3.8)$$

Burada, $K = \frac{3}{2} \frac{\mu_s + \mu_n}{2\mu_n + 3\mu_s}$ - Adamar və Bonda görə Stoks düsturuna düzəlişdir;

$$\Delta\rho = \rho_s - \rho_n$$

Çökdürücünün səthinin $S_g = 2RL$ olduğunu qəbul etsək, onda (3.8) düsturunu aşağıdakı şəklə salmaq olar:

$$d_0^2 \geq \frac{72}{\pi} \frac{\mu_n}{Kg\Delta\rho} \frac{Q}{S_g} \quad (3.9)$$

Çökdürücüdə $d \leq d_0$ olan damcılar emulsiyadan ayrılır. Alınmış düstur, dispers damcılarının birləşərək iriləşməsi müddətini nəzərə almadığı üçün nəzərə çarpacaq məhdudiyyətlərə malikdir. Təmizlənən emulsiyanın ümumi sərfi ($Q_{цм}$) üçün çökdürücülərin tələb olunan sayı $N = \frac{Q_{цм}}{Q}$ ifadəsindən təyin olunur. Burada Q – bir çökdürücünün maksimal məhsuldarlığıdır.

3.6. Termik üsulla neftin sudan təmizlənməsi

Neftin sudan təmizlənməsinin əsas müasir üsullarından biri termik (yaxud, istilik) üsul hesab olunur və mahiyyəti ondan ibarətdir ki, çökdürülməzdən əvvəl neft qızdırılır. Su hissəciklərinin səthindəki sipər layını təşkil edən maddənin özlülüyü temperatur artdıqca azalır və örtüyün

möhkəmliyi kiçilir, su damcılarının birləşməsi asanlaşır. Bundan başqa, temperatur artdıqca özlülüyün azalması çökmə zamanı hissəciklərin enmə sürətini artırır. Neftin termik üsulla sudan təmizlənməsi ayrıca üsul kimi nadir hallarda tətbiq edilir. Əksər hallarda bu üsul daha mürəkkəb kompleks üsulların tərkib hissəsi kimi, məsələn, termokimyəvi təmizləmə (kimyəvi reagentlərdən istifadə etməklə çökdürülmə), elektrik üsulu ilə işlənmənin və digər kombinə edilmiş təmizləmə üsullarının tərkibində istifadə olunur.

Neftin qızdırılması qaz ayrıldıqdan sonra və neft emulsiyası çökdürücüyə daxil edilməmiş xüsusi qızdırıcı qurğularda həyata keçirilir. Qızdırma temperaturu, su-neft emulsiyalarının xüsusiyyətlərindən və təmizlənmə sisteminin qəbul edilmiş elementlərindən asılı olaraq təyin olunur.

3.7. Kimyəvi üsulla neftin sudan təmizlənməsi

Neft sənayesində kimyəvi reagentlərin köməyi ilə neft emulsiyalarının ayrılmasına əsaslanan-neftin sudan təmizlənməsi üsulu çox geniş tətbiq edilir. Kimyəvi təmizləmənin səmərəliliyi tətbiq olunan reagentin tipindən asılıdır. Reagentin seçilməsi isə, öz növbəsində su-neft emulsiyasının tipindən və təmizlənəcək neftin xüsusiyyətlərindən asılıdır. Demulqator-reagentlərin seçilməsi istənilən, xüsusi laboratoriya və mədən tədqiqatları vasitəsilə həyata keçirilir.

Digər kombinə edilmiş üsullar kimi, kimyəvi təmizlənməyə, qravitasiyaılı çökdürülmə də daxildir. Təmizlənmə üçün nəzərdə tutulan emulsiyaya demulqator -reagent daxil edilir, onunla qarışdırılır, sonra isə çökdürülmə yolu ilə neftdən suyun ayrılmasına şərait yaradılır. Bu zaman həm dövri və həm də fasiləsiz təmizləmə üsulu tətbiq oluna bilər. Adətən, fasiləsiz

təmizləməyə daha çox üstünlük verilir. Neftin sudan kimyəvi üsul ilə təmizlənməsinin üç üsulu mövcuddur:

- sudan təmizlənmə neft quyularında həyata keçirilməyə əsaslanır (quyudaxili deemulsasiya), hansı ki, reagent emulsiyaya bilavasitə quyuda daxil edilir;
- sudan təmizlənmə neftin yığılmasını həyata keçirilən boru kəmər lərində yerinə yetirilir (yolüstü deemulsasiya), burada reagent neft yığım kollektorunun başlanğıcında emulsiyaya daxil edilir;
- demulsasiya və neftin təmizlənməsi bilavasitə çökdürücü çənlərdə yerinə yetirilir. Bu zaman çökdürücü çənə doldurulmuş emulsiyaya əlavə edilir.

Birinci iki üsul müəyyən üstünlüyə malikdir və daha səmərəli hesab olunur.

3.8. Süzülmə üsulu ilə neftin sudan təmizlənməsi

Dayanıqsız neft emulsiyalarının təmizlənməsi maddələrin müxtəlif mayelərlə selektiv islanması hadisəsinə əsaslanan süzülmə üsulu tətbiq edilir. Süzülmə layının materialı kimi suyu çıxarılmış qum, çınqıl, şüşə qırıntıları, şüşə parça, ağac və həmçinin metal yonqarından və s. istifadə edilir. Əksər hallarda suda islanan və neft ilə təması olmayan şüşə parça tətbiq olunur. Digər tərəfdən şüşə parçalar uzun müddətli işləmək qabiliyyətinə malikdir. Süzgəc materiallar aşağıdakı əsas xüsusiyyətlərə malik olmalıdırlar: su ilə yaxşı islanmalı; yüksək möhkəmliyə malik olmalı; damcılarla əks işarəli elektrik yükünə malik olmalı. Belə olduqda damcılar böyüyür və aşağı tökülür, neft isə süzgəcdən sərbəst keçir.

Süzən qurğular adətən, ölçüləri emulsiyanın özlülük xüsusiyyətləri və təmizlənəcək neftin həcmindən asılı olaraq təyin edilən kalon şəklində olur. Süzülmə ilə neftin sudan təmizlənməsi üsulu, məhsuldarlığın aşağı, avadanlıqların böyüklüyü və süzgəc materiallarının tez-tez sıradan çıxması ucbatından çox nadir hallarda tətbiq edilir. Süzülmə üsulunu digər üsullarla birgə tətbiq etmək daha səmərəlidir.

3.9. Termo– kimyəvi deemulsasiya

Termo – kimyəvi üsul sipər örtüyünün möhkəmliyini azaldır, bəzən isə onu tam dağıdır və nəticədə neft emulsiyasının ayrılması prosesini sürətləndirir və ucuz başa gəlir. Hal-hazırda 80% su-neft emulsiyaları termo-kimyəvi üsulla hazırlanır. Üsulun geniş tətbiq edilməsinə aşağıdakı amillər təsir göstərir:

- avadanlıq və cihazları dəyişmədən, suyun neftdəki miqdarından asılı olmayaraq neftin hazırlanmasının mümkünlüyü;
- qurğuların sadəliyi;
- avadanlığı dəyişmədən, təmizlənəcək emulsiyanın xassəsindən asılı olaraq deemulqatorları dəyişdirməyin mümkünlüyü;

Bu üsulun bəzi mənfi cəhətləri də vardır: ayırıcı emulqatorların baha olması və böyük istilik sərfi. Praktikada neftin sudan və duzlardan təmizlənməsi 50-100 ^{0}C temperaturda yerinə yetirilir. Çox yüksək temperaturlarda aparılan proses isə böyük təzyiq altında həyata keçirilir. Bu

isə öz növbəsində avadanlıqların divarının qalın olmasını, böyük metal sərfini tələb edir.

Neft emulsiyasına təsirindən asılı olaraq mövcud deemulqatorlar elektrolitlərə, qeyri-elektrolitlərə və kalloidlərə ayrılırlar. Deemulqatorlar emulsiyanın fazalarından birində (neft və ya suda) yaxşı həll olmalı, səthi aktivliyə malik olmalı, metala görə inert (təsirsiz) olmalı, neftin keyfiyyətini pisləşdirməməli, həmçinin ucuz başa gəlməklə, imkan daxilində universal olmalıdır.

Qeyd etmək lazımdır ki, emulsiyaların ayrılması üçün tək deemulqatorun əlavə edilməsi kifayət deyil, onun, həmçinin emal olunan emulsiya ilə tam təmasda olmasını təmin etmək lazımdır. Bu məqsədlə intensiv turbilizasiya və emulsiyanın qızdırılması üsulundan istifadə olunur.

3.10. Elektrik üsulu ilə neftin sudan təmizlənməsi

Elektrik üsulu ilə neftin sudan təmizlənməsi zavod təcrübəsində daha geniş tətbiq olunur, nəinki neft mədənlərində.

Bu üsulun əsas üstün cəhətlərindən biri ondan ibarətdir ki, digər üsullarla (termiki, kimyəvi) bir yerdə tətbiq olunur və ya yaxşı nəticə verir.

Neft emulsiyalarının elektrik sahəsində parçalanması mexanizmi onunla əlaqədardır ki, induksiya nəticəsində damlaları elektrik sahəsinin zənciri boyu dartılır. Əsas və induvidual sahələrin təsiri altında damlalar nizamlı hərəkət edir və toqquşaraq iri damlalara çevrilir.

Emulsiyalar elektrik sahəsindən keçərkən elektrik yükü ilə yüklənmiş damlalar elektrodlara tərəf can atırlar. Lakin gərginliyin dəyişməsi hesabına su damlaları əsas sahəyə sinxron olaraq hərəkət etməyə başlayır və ona görə də həmişə rəqsi hərəkətdə olur. Bu zaman damlaların formaları fasiləsiz olaraq

dəyişir. Məhz bununla əlaqədar olaraq damlaların adsorbsiya örtüklərinin parçalanması baş verir ki, bu da onların toqquşması zamanı birləşərək böyüməsini asanlaşdırır.

Təhlil göstərir ki, elektrik sahəsinin hesabına neft emulsiyalarının parçalanması (deemulsasiyası) sabit cərəyana nisbətən dəyişən cərəyan olduqda bir neçə dəfə səmərəli olur.

Elektriklə deemulsasiya prosesinə emulsiyanın özlülüyü, sıxlığı, dispersliyi, suyun miqdarı, elektrik keçiriciliyi, həmçinin adsorbsiya örtüklərinin möhkəmliyi çox təsir göstərir. Ancaq ən çox təsir edən amil elektrik sahəsinin gərginliyi hesab edilir.

Elektrik deemulsatorlarında gərginlik 10.000-dən 45000 V-a qədər dəyişir.

3.11. Neftin stabilləşdirilməsi (qazsızlaşdırılması)

Yataqlardan çıxarılan neftin tərkibində müxtəlif miqdarlarda həll olmuş şəkildə yüngül karbohidrogenlər (metan, etan, propan və s.) digər qazlar (azot, oksigen, hidrogensulfid və s.) olur ki, bunlara da ***səmt qazları*** deyilir. Neftin quyu dibindən neftayırma zavodunadək hərəkəti zamanı yığım və nəql sisteminin kifayət qədər hermetik olmaması ucbatından onda həll olan qazlar tez-tez itirilir və neftin yüngül fraksiyalarının itkisi baş verir. Metan, etan, propan kimi yüngül fraksiyaların buxarlanması zamanı qismən də olsa butan, pentan və s. kimi ağır karbohidrogenlər də onlarla aparılır.

Neft itkisini aradan qaldırmaq mümkündür və bu bütün hərəkət boyu tam hermetikliyə nail olmaqla əldə edilə bilər. Lakin mövcud yığım və nəql sistemlərinin bəzi təkmil olmayan cəhətləri nefti emal məntəqələrinə yüngül fraksiyaların itkisi olmadan çatdırmağa imkan vermir. Odur ki, qazın və neftin

yüngül fraksiyalarının neft mədənlərində ayrılması və onların sonradan emal üçün göndərilməsi çox vacibdir. Neftin itkisi ilə əsas mübarizəni onun quyudan çıxan anından başlamaq lazımdır. Yüngül fraksiyaların itkisini ləğv etmək karbohidrogenlərin yığımı və nəqli üçün rasional sistemlərin tətbiq olunması, həmçinin neftin stabilləşdirilməsi (qazsızlaşdırılması) məqsədilə qurğuların tikilməsi ilə mümkündür. Neftin stabilləşdirilməsi dedikdə normal şəraitdə qaz halında olan yüngül karbohidrogenlərin sonradan neft-kimya sənayesində istifadə üçün neftdən çıxarılması nəzərdə tutulur.

Neftin stabilləşdirilmə dərinliyi, yəni yüngül fraksiyaların neftdən ayrılması dərəcəsi hər bir konkret yataq üçün əsasən çıxarılan neftin həll olan qazın miqdarı, ayrılan fraksiyaların istifadə olunmasının mümkünlüyü, mədənlərdə neftin və qazın yığılması texnologiyası, stabilləşdirilmiş neftin özlülüyünün artması hesabına onun nəqlinə çəkilən xərclərin artması və s. amillərdən asılıdır.

Hal-hazırda neftlərin stabilləşdirilməsi üçün iki müxtəlif üsul mövcuddur:

- separasiya;
- rektifikasiya.

Separasiya yüngül karbohidrogen və digər qazların təzyiqin azaldılması (və ya temperaturunun artırılması) hesabına neftdən ayrılması deməkdir. Separasiya bir və ya çox pilləli ola bilər və əksər hallarda neftin əvvəlcədən qızdırılması ilə aparılır.

Rektifikasiya isə bir və ya bir neçə dəfə qızdırma nəticəsində neftdən yüngül fraksiyaların ayrılması və verilən stabilləşdirilmə dərinliyinə kimi karbohidrogenlərin ayrılaraq kondensləşməsidir.

3.11.1. Separatorlar və onların konstruktiv xüsusiyyətləri

Neft mədənlərində neftin stabilləşdirilməsi məqsədilə əsasən ***separasiya üsulu*** tətbiq olunur. Bu məqsədlə xüsusi qurğular-separatorlardan istifadə olunur.

Separatorda təzyiqi kəskin aşağı saldıqda sərbəst qazla aparılan ağır karbohidrogenlərin miqdarı xeyli azalır. Neftin separatordan tez keçməsi zamanı isə neftdə qalan yüngül karbohidrogenlərin miqdarı çoxalır. Neft mədənlərində tətbiq olunan çoxpilləli separasiya sistemi birinci pillədə metanın, sonrakı pillələrdə isə ağır karbohidrogenlərdən ibarət olan yağlı qazın alınmasına imkan verir. Bu zaman metan qazı xüsusi ehtiyacların ödənilməsi və ya tələbatçıya, yağlı qaz isə sonrakı emal üçün qaz -benzin zavoduna göndərilir.

Separasiya qurğularında, qismən də olsa, suyun neftdən ayrılması prosesi də baş verir. Tətbiq olunan separator qurğuları çox müxtəlif olur. Separatorlar: iş prinsipinə görə-qravitasiyalı, mərkəzdənqaçma (hidrotsiklonlu), jalüzlü, ultrasəsli və s.; həndəsi formalarına görə və fəzada vəziyyətinə görə-silindrik, sferik, şaquli, horizontal və maili; işçi təzyiqinə görə -yüksək (2,5 MPa-dan çox), orta (0,6-2,5 MPa), aşağı (0-0,6 MPa) və vaakumlu; təyinatına görə-ölçü və işçi; yığım sistemində yerləşməsinə görə isə-I, II, separasiyanın sonuncu pilləsi kimi növlərə və tiplərə bölünür.

Növündən və tipindən asılı olmayaraq bütün separatorlarda texnoloji əməliyyatlara görə 4 seksiya olur: I-neftdən qazın ayrılması baş verən əsas separasiya; II-separasiya seksiyasından neftlə birlikdə aparılan qaz qabarcıqlarının ayrılması üçün nəzərdə tutulan çökdürücü; III-separatordan neftin yığılması və çıxarılması üçün nəzərdə tutulan seksiya; IV- qaz axını ilə

aparılan neft damlalarını tutmaq və qazın çıxarılmasına xidmət edən və qurğunun yuxarı hissəsində yerləşən damlatutan seksiya.

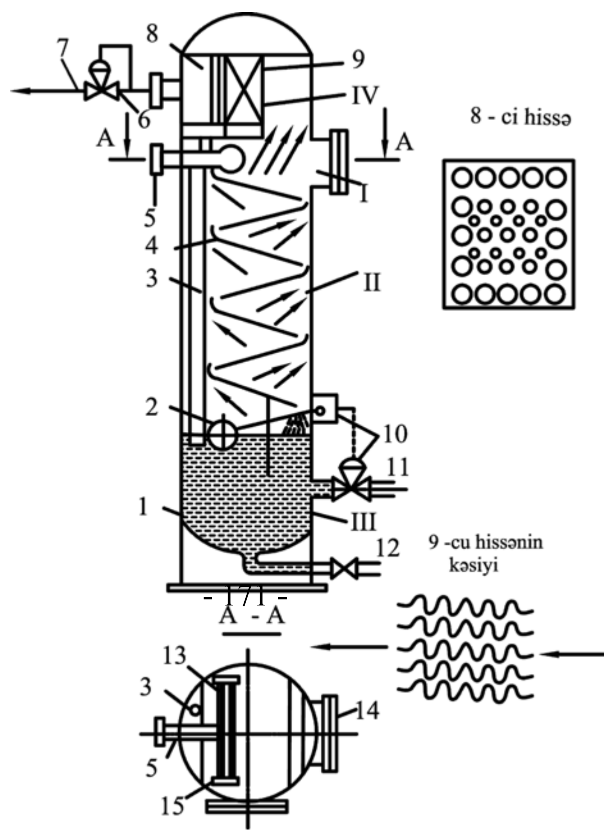
Separator qurğularının səmərəlilyi qazla aparılan mayenin və separasiyadan sonra neftdə qalan qazın miqdarı ilə xarakterizə olunur. Bu göstəricilər nə qədər aşağı olarsa, qurğunun səmərəliliyi o qədər çox olacaqdır.

İndi isə neft mədənlərində tətbiq olunan separatorların konstruktiv xüsuiyyətlərinə baxaq.

Şaquli silindrik qravitasiyalı separatorda (şəkil 3.3.) qaz -neft qarışığı paylayıcı kollektora daxil olur və yarıq çıxışından əsas separasiya seksiyasına keçir.

Çökdürücü seksiyada neftin maili müstəvi ilə axması zamanı ondan qaz qabarcıqlarının ayrılması baş verir. Qazdan azad olmuş neft, neftin yığım seksiyasına daxil olur və oradan borucuq vasitəsi ilə separatordan çıxarılır.

Maili müstəvidə neftdən ayrılan qaz damlaları tutan seksiyadan keçdikdən sonra boru xətti ilə separatordan xaric olur. Bu zaman ağırlıq qüvvəsinin təsiri altında çökməyə imkan tapmayan, qaz axını ilə aparılan neft damlaları jalüzlu çərçivədə divara yapışaraq drenaj borusu ilə neftin çıxarılması seksiyasına tökülür.

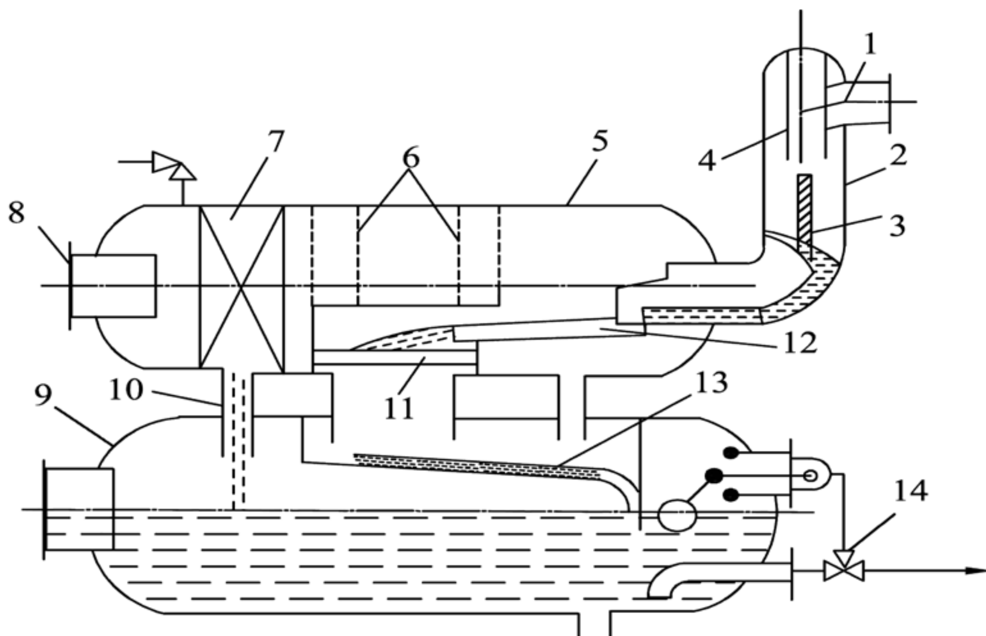


Şəkil 3.3. Şaquli silindrik separatorlar

1-gövdə; 2-üzgəc; 3-drenaj borusu; 4-maili lövhələr; 5-qaz -maye qarışığını daxili etmək üçün boru; 6-təzyiq tənzimləyicisi «özünə qədər»; 7-qazın çıxışı;8-qazın sürətini tənzimləmək üçün arakəsmə;
9-jalüz; 10-səviyyə tənzimləyicisi; 11-nefti xaric etmk üçün boru;
12-çirklərin xaric edilməsi; 13-paylayıcı kollektorlar; 14-lyuk
15-bağlayıcı seksiyalar: I-separasiya; II-çökdürücü;III-neftin toplayıcısı; IV-damlatutucu

İkiçəlləkli hidrotsiklon separator (şəkil 3.4) neft mədənlərində separasiyanın 1-ci pilləsində işlədilir.

Qazla doymuş neft hidrotsiklon başlığına tangensial olaraq daxil olur,



Şəkil 3.4. İkiçəlləkli hidrotsiklonlu separator

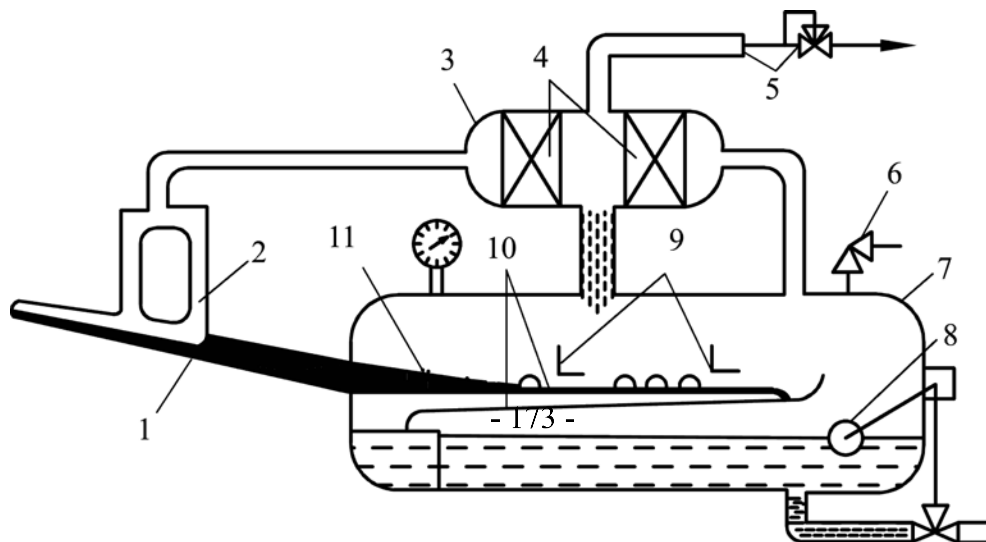
1-qaz-neft qarışığının tangensial daxil edilməsi; 2-hidrotsiklonun başlığı; 3-qaz əksetdirici lövhə; 4-istiqamətləndirici boru; 5-separatorun yuxarı tutumu; 6-maye damlalarının tutmaq üçün deşikli tor; 7-jalüzlü ucluq; 8-qazın çıxış borusu; 9-hidrotsiklonun aşağı tutumu; 10-drenaj borusu;11-künc çiləyiciləri; 12- yönəldici lövhə; 13-arakəsmə; 14- səviyyə tənzimləyici.

harada ki, mərkəzdənqaçma qüvvələrinin hesabına neft və qazın müstəqil axınlara ayrılması baş verir.

Qazsızlaşan neft hidrotsiklonun aşağı tutumunda yığılır və müəyyən həcmə çatan kimi üzgəc tənzimləyicisi icraedici mexanizmin köməyi ilə qazsız nefti atqı boru xəttinə yönəldir. Neftdən ayrılan qaz isə hidrotsiklonun yuxarı tutumunda perforasiyalı şəbəkədən keçərək maye (neft) damlalarından azad olur. Beləliklə, qazdan azad olan maye drenaj xətti (10) ilə aşağı tutuma (9) yığılır.

Yığım kollektorunda qaz-neft qarışığının hərəkəti zamanı təzyiqin düşməsi qazın neftdən qismən ayrılmasına səbəb ola bilər. Bu halda separasiya qurğusuna qaz və nefti ayrı-ayrı axınlarla vermək olar.

Bu cür prinsip əvvəlcədən qazın çıxarılması ilə işləyən bloklu separasiya qurğularında istifadə olunur (şəkil3.5.).



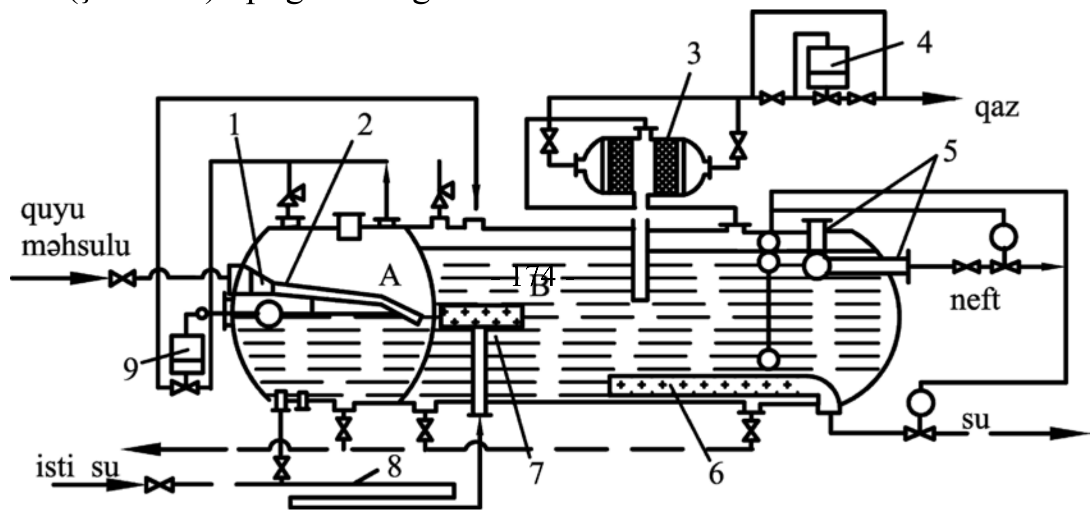
Şəkil 3.5. Qazın ilkin ayrılması qurğusu və jalüzlü ucluğu olan separator

1-separatora daxil olan boru kəməri; 2-qazın ilkin ayrılması üçün qurğu; 3–damla tutucu; 4-jalüzlü ucluq; 5-təzyiq tənzimləyicisi olan qaz kəməri; 6-qoruyucu klapan; 7-separatorun gövdəsi; 8-üzgəc; 9-köpüksöndürən; 10-maili lövhələr; 11-diffuzor

Quyudan gələn qaz-maye qarışığı giriş boru kəmərinin maili hissəsində yerləşən əvvəlcədən qazı çıxaran qurğuya daxil olur. Çıxarılan qaz damlatutandan keçərək nəmlikdən azad olur. Neftdən ayrıla bilməyən qaz onunla birlikdə texnoloji tutuma daxil olur. Bu zaman diffuzor və maili müstəvilərdə axının sürəti kiçilir və intensiv qaz ayrılması baş verir.

Texnoloji tutumda ayrılan qaz da damlatutandan keçir və damla nəmliyindən azad olur.

Qeyd etmək lazımdır ki, hal-hazırda neftlərin hazırlanması qurğularına verilməsindən əvvəl sudan və qazdan azad olması üçün çoxlu sayda qurğu və avadanlıqlar tətbiq olunur. Bu cür qurğular separator-deemulqatorlara daxil olan suyun həcmini, həmçinin, su-neft emulsiyalarının qızdırılması və emalına çəkilən xərcləri azaltmağa imkan verir. Belə qurğulara misal olaraq, UPS - 300/6 (şəkil 3.6) qurğusunu göstərmək olar.



Şəkil 3.6. UPS 3000/6 qurğusunun texnoloji sxemi

Quyu məhsulu saplo borusu (1) vasitəsilə A bölməsinə daxil olur və neft dağılması rəfində (2) qazın əsas həcminin maye fazadan ayrılması baş verir. Ayrılan qaz səviyyə tənzimləyicisindən (9) B bölməsinə buraxılır. A və B bölmələri arasında təzyiq tənzimləyicisinin (4) köməyi ilə təzyiqlər fərqi 0,2 MPa-dək sabit saxlanılır. Bunun hesabına su-neft emulsiyası damla əmələ gətirəndə (8) qaynar su ilə qarışdırıldıqdan sonra giriş paylayıcısından (7) keçərək *B* bölməsinə daxil olur. Qaynar su neftin termokimyəvi hazırlanması qurğusundan sonra daxil olur və tərkibində qalıq deemulqator olur.

B bölməsindən qaz damlaçökdürücüsündən (3), neft ştuserindən (5), su isə perforasiya olunmuş boru xəttindən (6) keçməklə çıxarılır.

3.12. Neftin hazırlanması qurğularının texnoloji sxemləri

Neftin və səmt qazının yığılması və hazırlanması, quyu ağzının yaxınlığından başlayır və neftin, qazın hazırlanması qurğularında başa çataraq, bütöv bir texnoloji sistem təşkil edir. Yığım və hazırlıq sistemləri aşağıdakı əsas tələbləri ödəməlidir:

- yüksək səmərəli olmalı;

- yığım və hazırlıq prosesində neft və qaz itkilərini tam aradan qaldırmağa imkan verməli;
- bütün kompleks tikililər başa çatana kimi mədən hissələrinin istismara verilməsi mümkün olmalı;
- istismar zamanı etibarlı olmalı;
- bütün sistemin avtomatlaşdırılması və telemexanizasiyası mümkün olmalıdır.

Hal-hazırda neftin hazırlanması üzrə çoxlu sayda texnoloji sxemlər mövcuddur ki, bunlarda neftin və qazın yığılması sistemləri ilə birgə baxılır. Bu sxemlərdən ən geniş yayılan iki sxemə baxaq.

3.12.1. Neftin, qazın və suyun ikiborulu, özü axımlı yığım sistemi

Bu texnoloji yığım sxemi keçmiş SSRİ ərazisində ən geniş yayılmışdır və bu günə kimi bir çox mədənlərdə tətbiq olunur.

Adı çəkilən yığım sisteminin texnoloji sxemi şəkil 3.7-də göstərilmişdir. Həmin sxemə uyğun olaraq qurğulardan gələn neft əvvəlcə təzyiqi 0,6 MPa olan trapın 1-ci pilləsinə, sonra isə 2-ci pilləsinə daxil olur. Qaz öz təzyiqi altında kompressor stansiyasına, sonra isə qaz-benzin zavoduna nəql edilir. İkinci pillədən alınan qaz yerli ehtiyaclar üçün

Şəkil 3.7. Neftin, suyun və qazın ikiborulu özüaxımlı yığım sistemi

1-girişdə təzyiq tənzimləyicisi; 2 -ölçü trapı; 3, 4- uyğun olaraq 1-ci və 2-ci pilləli traplar; 5- ölçən qurğu; 6-kompressor; 7-qaz-benzin zavodu; 8-neftin hazırlanması qurğusu; 9-məhsul çənləri; 10-yığım kollektoru (su və neft);11- özüaxan yığım kollektoru (neft və su); 12-sahə çəni; 13-mərkəzdənqaçma nasosu; 14 –paylayıcı batareya; F və N - uyğun olaraq fontan və nasos quyuları

istifadə olunur və məşəllərdə yandırılır.

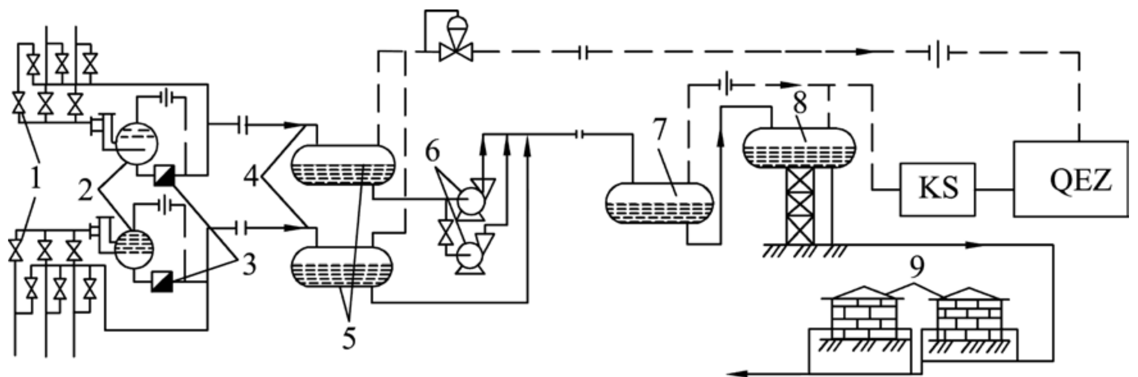
Trapın 2-ci pilləsindən sonra neft su və qalan qazla birlikdə ölçmə cihazından keçərək sahə yığım məntəqəsinin çənlərinə daxil olur və oradan nasosla neftin hazırlanmasına mərkəzi qurğularının xam neft çənlərinə nəql edilir. Sahə yığım məntəqələrində olduğu kimi bu çənlər də hermetik olmur. Özü axımlı bu cür yığım sistemlərində neftin nəqli boru kəmərinin başlanğıc və sonundakı hündürlüklər fərqinin hesabına təmin edildiyi üçün enerji xərcləri olmur. Lakin neftin debitinin artması və özlülüyünün çoxalması zamanı baxılan texnoloji sistemlərdə xeyli rekonstruksiya olunması tələb olunur. Belə ki, qaz tıxaclarının qarşısını almaq üçün boru kəmərlərində

neftin və qazın dərin separasiyası aparılmalıdır. Basqısız axınlar olduğu üçün kiçik sürətin olması hesabına boru kəmərlərində parafin çökmələri baş verir ki, bu da sistemin buraxma qabiliyyətini azaldır. Bundan əlavə, sistemdə hermetikliyin olmaması ucbatından neftin yüngül fraksiyaları və qazın itkiləri ümumi neft istehsalının 2 -3 %-nə qədər çoxala bilir. Qeyd olunanlara görə yuxarıda göstərilən yığım sistemi məhdud tətbiq olunur.

3.12.2. Neftin, qazın yığımının basqılı sistemi

Bu cür yığım sisteminin texnoloji sxemi şəkil 3.8.-də göstərilmişdir. Texnoloji sxemə uyğun olaraq quyulardan gələn neft təzyiq altında qrup halında olan avtomatik ölçmə qurğularına daxil olur. Burada növbə ilə bütün quyuların debitləri ölçülür, sonra isə bütün neft sahə separasiya qurğusuna verilir. Separatorun 1-ci pilləsində 0,4-0,5 MPa təzyiqdə qaz neftdən ayrılaraq Qaz Emalı Zavoduna (QEZ) nəql edilir.

Neft lay suyu və qalan həll olmuş qazla birlikdə nasoslarla mərkəzi yığım məntəqəsinə nəql edilir, orada həlqəvi separatorlarda 2-ci pilləli separsiyadan keçir və xam neft çənlərinə yönəldilir. Separasiyanın 2-ci pilləsindən ayrılan qaz kompressor stansiyasının köməyi ilə QEZ-ə nəql edilir.



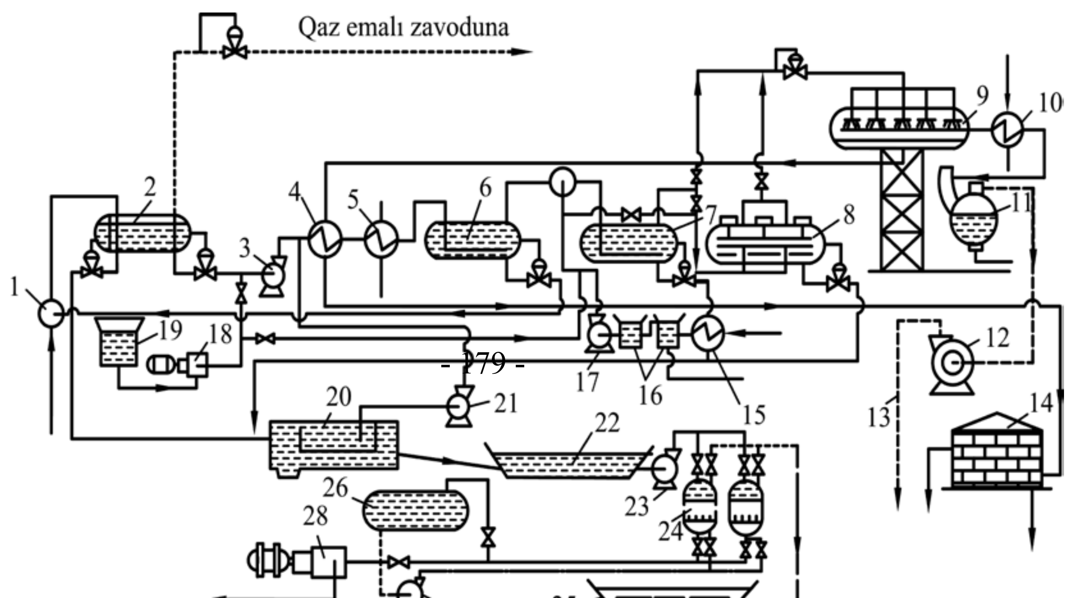
Şəkil 3.8. Neftin, qazın və suyun basqılı yığım sistemi

1-atqı xətti; 2-hidrosiklonlu separatorlar; 3-maye sərf ölçəni; 4-təzyiqli yığım kollektoru; 5,7,8- uyğun olaraq 1,2 və 3-cü pillələrin separatorları;6-mərkəzdənqaçma nasosları; 9-xammal çənləri; KS-kompressor stansiyası; QEZ-Qaz Emalı Zavodu

Baxılan bu basqılı yığım sistemi tam hermetik olduğu üçün qaz və neftin yüngül fraksiyalarının itkilərinin qarşısını alır. Belə sistemlər mərkəzi yığım məntəqələrində 100 km-ə qədər məsafədə yerləşən bir neçə yataqların neftlərinin hazırlanmasını həyata keçirməyə imkan verir.

Neftin və suyun uzun müddətli, birgə nəqli zamanı bəzi hallarda dayanıqlı emulsiyaların əmələ gəlməsinə və sulaşma dərəcəsi yüksək olduqda nəqlə sərf olunan istismar xərclərinin artmasına baxmayaraq, baxılan sistem perspektiv və səmərəli yığım sistemlərindən biri hesab edilir.

Hal-hazırda neft mədənləri rayonlarında neftin kompleks hazırlanmasını həyata keçirirlər. Odur ki, əsas neft yataqlarında neftin hazırlanması üzrə kompleks qurğular yaradılır ki, bu qurğular hansılar ki, nəqlə hazırlanmanın bütün proseslərini-sudan təmizlənməsi, duzlardan azad edilməsi və stabilləşdirilməsini özündə cəmləşdirir. Şəkil 3.9-da neftin kompleks termokimyəvi hazırlanmasının prinsipial texnoloji sxemi göstərilmişdir.



Şəkil 3.9. Neftin kompleks termo-kimyəvi hazırlanması qurğusunun prinsipial texnoloji sxemi

1-qarışdırıcı; 2 -ABSQ; 3-xammal nasosu; 4, 15-istilik mübadiləedicilər;5-buxar qızdırıcısı; 6,7-çökdürücülər; 8-elektrodeqidrator; 9-vakuum separatoru; 10-soyuducu; 11-separator; 12-vakuum kompressoru; 13-qazı ayıran qurğuya qaz xətti; 14-xam neft çəni; 16-su üçün tutum; 17-içməli suyu vurmaq üçün nasos; 18-deemulqatoru vurmaq üçün dozalayıcı nasos; 19-deemulqatorlar üçün tutum; 20-neft tutucusu; 21-neft tutucusu üçün nasos; 22-çirkab sular üçün çökdürücü gölməçə; 23-çirkab sularını süzgəcə ötürmək üçün nasos; 24- süzgəc; 25-suyu yumaq üçün ambar; 26-təmizlənmiş su üçün ambar; 27-süzgəcləri yumaq üçün nasos; 28-çirkab sularını quyuya vurmaq üçün pistonlu nasos

Bu sxemə uyğun quyulardan çıxarılan neft ölçmə qurğularından sonra kollektorla axırıncı birgə separasiya qurğusuna (2-ABSQ) verilir və buraya haraya ki, çökdürücüdən (6) tərkibində işlənmiş deemulqator olan qaynar su da daxil olur. Bu zaman istiliyin təsirindən emulsiyanın qismən də olsa neftə, suya və qaz fazalarına ayrılması baş verir. Ayrılan qaz isə qaz – benzin zavoduna daxil olur. Neft qalan su ilə birlikdə nasosun (3) köməyi ilə istilikdəyişdiricidən (4) və buxar qızdırıcısından (5) qovulmaqla qızdırılmış vəziyyətdə çökdürücüyə (6) daxil olur. Burada neftin sudan son ayrılması baş verir. Ayrılan su neftdə olan duz kütləsinin əksər hissəsini də özü ilə aparır.

Duzlardan tam təmizlənməsi üçün neft çökdürücüdən (6) öncə istilikdəyişdiricidə (15) qızdırıldıqdan sonra nasosla (17) qaynar şirin su ilə qarışdırılmağa yönəldilir. Tam qarışdıqdan sonra emulsiya çökdürücüyə (7) göndərilir və burada duzların miqdarına görə tələb olunan kondinsiyaya çatdırılır.

Əgər lazım olan kondinsiya əldə olunubsa, yəni suyun və duzun miqdarı normadadırsa, onda neft elektrikdeqidratoruna (8) daxil olmadan birbaşa vakuum separatoruna (9) verilir. Vakuum kompressorları (12) vakuum separatorundan (9) qazı sorub götürür. Separatorda (11) yığılan kondensat qaz-benzin zavoduna göndərilir, qaz isə tam deetanizasiya olunmaq üçün xüsusi qurğulara daxil olur.

Qeyd etmək lazımdır ki, baxılan sistemlə həmçinin çirkab suların təmizlənməsi də (sonradan laya vurulmaqla) nəzərdə tutulub.

3.13. Təbii qazların mexaniki qarışıqlardan təmizlənməsi

Təbii qazda olan mexaniki qarışıqlar dedikdə qaz axını ilə quyudan çıxarılan süxur (qum, gil və s.) hissəcikləri, mədən qaz yığımı şəbəkələri və magistral boru kəmərlərinin tikintisi başa çatdıqdan sonra qalan tikinti şlamları, boru xətlərinin daxili səthlərinin korroziya və erroziya məhsulları, həmçinin su və kondensat hissəcikləri başa düşülür.

Qazları mexaniki qarışıqlardan təmizləmək üçün mövcud olan aparat və qurğular iş prinsipinə görə tozların quru və yaş üsullarla tutulmasına əsaslanır. Quru üsulla işləyən aparatlarda tozların ayrılması əsasən qravitasiya və inersiya (ətalət) qüvvələrinin hesabına baş verir. Bu cür aparatlara misal olaraq siklonlu toztutucularını, qravitasiya separatorlarını və müxtəlif geramik, parça, metal-geramik süzgəcləri və s. göstərmək olar. Yaş prinsiplə

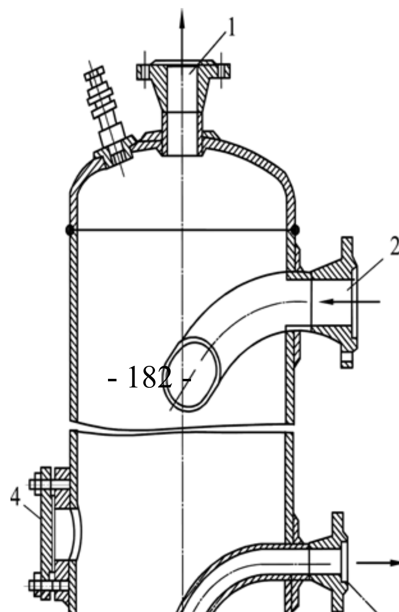
işləmə halında isə qazdan ayrılacaq asılı çöküntülər yuyucu maye ilə isladılır və qaz axınından ayrılaraq regenarsiya və təmizləmə üçün aparatdan çıxarılır və sonra yenidən aparata qaytarılır. Bu cür aparatlara şaquli və horizontal yağ toztutucuları aiddir.

Təbii qazın mexaniki hissəciklərdən təmizlənməsi yataqdan qaz təlabatçısına olan yolda bir neçə pillədə aparılır. Bir qayda olaraq yataqlardan daxil olan süxur hissəciklərinin hərəkətini məhdudlaşdırmaq məqsədilə quyudibində xüsusi süzgəc qoyulur.

Təmizlənmənin 2-ci pilləsi qaz mədənində yerüstü separatorlarda həyata keçirilir. Bu zaman maye separasiya olunur və qaz süxur hissəcikləri və tozdan təmizlənir. Mədən təmizləyici qurğuları qaz axınının sürəti azaldıqda ağırlıq qüvvəsinin təsiri altında qarışıqların çökməsi və ya axınının xüsusi olaraq fırladılması zamanı mərkəzdənqaçma qüvvəsinin təsirindən istifadə olunması prinsipi əsasında işləyir. Odur ki, mədən təmizləyici qurğuları qravitasiyalı və siklonlu olurlar. Qravitasiyalı qurğular öz növbəsində şaquli və horizontal qurğulara bölünür.

Şaquli qravitasiyalı qurğular əsasən tərkibində bərk hissəciklər və ağır qətran birləşmələri olan qazların separasiyası üçün təklif olunur. Şəkil 3.10-da birseksiyalı, qravitasiyalı separator təsvir olunmuşdur.

Bu cür separatorlara qaz tangensial olaraq daxil olur, qazın sürəti 15-20



Şəkil 3.10. Birpilləli qravitasiya çökdürücüsü

1-qaz üçün çıxış borusu; 2-giriş borusu; 3-lük (baca); 4-separatorun üfürülməsi üçün boru

m/s-ə çatır ki, bu da separatorda bərk hissəciklərin, damlaların (nəmliyin) çökməsinə kömək edir. Yəni, bu separator qazın aşağıdan yuxarı axının kiçik sürətlərində hissəciklərin çökməsi prinsipinə əsasən işləyir.

Toztutucularını seçən zaman boş kəsikdə buraxılabilən sürət aşağıdakı ifadəyə əsasən təyin edilir:

$$\omega = \sqrt{4gd(\rho_h - \rho_q)/(3\rho_q \cdot k)}\ ,$$

harada ki, d – separatorun diametri, m; ρ_h və ρ_q – uyğun olaraq hissəciyin və qazın sıxlığı, kq/m^3; k – mühitin müqavimət əmsalıdır.

Reynolds ədədinin kiçik qiymətlərində $k = 24/\mathrm{Re}$ qəbul edilir.

Üfüqi separatorların tətbiqi qazın tərkibində xeyli nəmlik olduqda daha səmərəli hesab edilir.

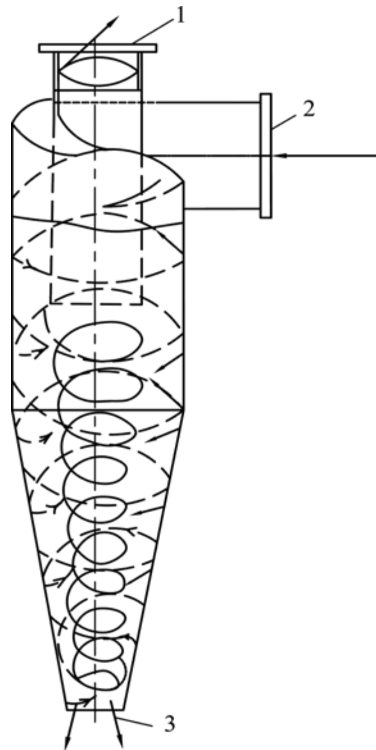
Şaquli separatorlar 400-1650 mm diametrli, üfüqi separatorlar isə 400-1500 mm diametrli olmaqla 16 MPa maksimal təzyiqə hesablanırlar. Qazın

optimal sürətində (ω_0) separasiyanın səmərəliliyi 70-80%-ə çatır. İstismar təcrübəsi göstərir ki, 6 MPa təzyiqdə qazın optimal sürəti $\omega_0 \leq 0,1$ m/s olmalıdır. Qazın sürəti bir təzyiqdən başqa təzyiqə keçdikdə aşağıdakı kimi hesablanır:

$$\omega_1 = \omega_2 \sqrt{P_1/P_2}$$

Qeyd etmək lazımdır ki, metal sərfinin çox və səmərəliliyinin aşağı olması ucbatından qravitasiyalı separatorlar təsadüfi hallarda tətbiq olunur.

Şəkil 3.11-də isə siklonlu separatorun işi sxematik olaraq təsvir olunub..



Şəkil 3.11. Siklonda qazın hərəkət sxemi

1-qazın çıxışı; 2-qazın girişi; 3-çöküntü məhsullarının çıxışı

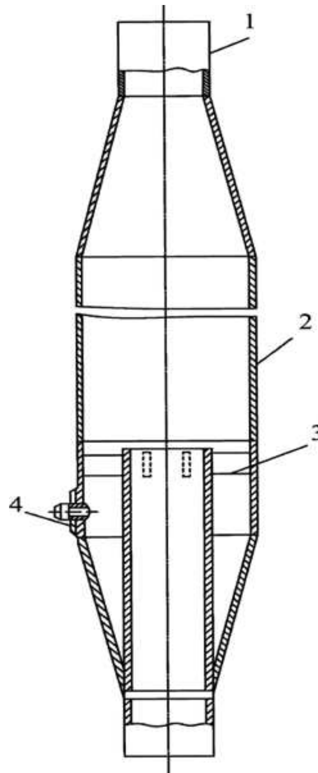
Siklonun gövdəsi və qazın çıxışı üçün olan boru daxili həlqəvi fəzanı əmələ gətirir. Siklondan çöküntüləri çıxarmaq üçün onun aşağı hissəsində deşik vardır.

Tangensial olaraq separatora daxil olması hesabına qaz həlqəvi fəzada və konusda fırlanma hərəkəti etdiyinə görə ondan mexaniki hissəciklər (həm

bərk, həm də maye) ayrılaraq çökür və yığım bunkerinə tökülür. Qaz aşağı sürətlə çıxış borusundan çıxır

Qazın təmizlənməsinin 3-cü pilləsi qaz kəmərinin xətti hissəsində və kompressor stansiyalarında aparılır. Mədəndə tam başa çatmamış separasiya nəticəsində qazın tərkibində maye fazası qaldığından boru kəmərinin xətti hissəsində kondensatyığıcı quraşdırılır.

Ən çox istifadə olunan «genişlənən kamera» tipli kondensatyığıcısıdır (şəkil 3.12).



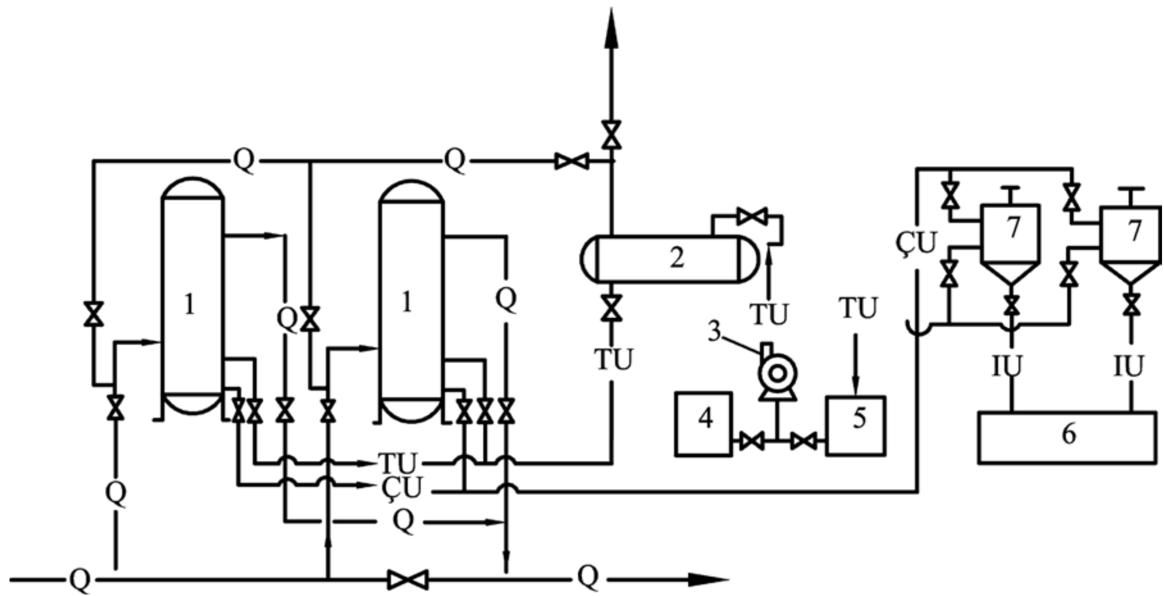
Şəkil 3.12. «Genişləndirci kamera» tipli kondensat yığıcısı

1-qaz kəməri; 2-genişləndirici kamera; 3-bərkidici; 4 –kondensatı xaric edən boru

Adı çəkilən kondensatyığıcısının iş prinsipi boru kəmərinin diametri böyüyərkən qazın yerli sürətinin azalması hesabına ağırlıq qüvvəsinin təsiri altında qaz axınından maye damlalarının çökməsi prinsipinə əsaslanır. Lakin bu cür «genişlənən kamera» sistemli qaz kəmərlərinin istismarı zamanı

müəyyən çətinliklər də yaranır. Belə ki, boru kəmərinin daxili səthini təmizləmək üçün qurğuların kəmərə buraxılması məqsədilə xüsusi istiqamətləndiricilərdən istifadə olunur.

Təbii qazların mexaniki qarışıqlardan təmizlənməsi üçün qaz kəmərlərində yağ toztutuculu qurğulardan da istifadə olunur (şəkil 3.13).



Şəkil 3.13. Toztucu qurğuların sxemi

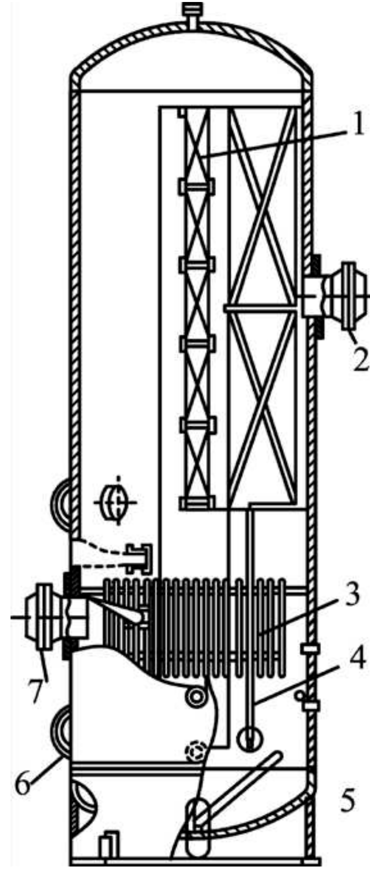
Təbii qaz (Q), toztutucusundan (1) keçərək kompressor sexinə göndərilir. Toztutucuları yağla doldurulur. İşlənmiş çirkli yağ (ÇY) toztutucusundan (1) çökdürücüyə (7) sıxışdırılır. Təmiz yağ (TY) yağ akkumlyatorundan (2) öz basqısı altında toztutucusuna daxil olur.

Akkumlyatorda və toztutucularda əvvəlcədən təzyiqi bərabərləşdirirlər.

Akkumlyatora yağ nasosla (3) ölçü bakından (5) və ya təmiz yağ çənindən (4) verilir. Bu zaman akkumlyatoru toztutucularından ayırır və onda olan qazı atmosferə buraxırlar. Ölçü bakına yağ çökdürücüdən öz axını ilə

daxil olur. İşlənmiş (tullantı) yağ çökdürücüdə yığılan şlamla birlikdə yığım tutumuna (6) boşaldılır.

Şaquli yağ toztutucusu (şəkil 3.14) qaz kəmərindəki təzyiqə hesablanan, sferik oturacaqlı şaquli, polad silindrdən ibarətdir.



Şəkil 3.14. Şaquli yağlı toztutucusu

1-separasiya qurğusu; 2-boru; 3-şaquli boru; 4,5-drenaj boruları; 6-lük; 7-giriş borusu

Toztutucusunun diametri 1080-2400 mm olur və onun daxilində yağın qazla təmasını və aparatdan çıxan zaman yağ hissəciklərinin qazdan ayrılmasını təmin edən qurğu yerləşir. Qaz toztutucusuna giriş borusundan (7) daxil olur. Daxil olan qaz öz istiqamətini dəyişərək aparatın aşağı hissəsində yerləşən yağın səthinə doğru hərəkət edir. Bu zaman iri ölçülü kənar

hissəciklər tez ayrılaraq dibə çökür. Yağın səviyyəsi şaquli boruların (3) sonluqlarından 25-30 mm məsafədə saxlanılır. Yuxarı can atan qaz özü ilə yağ hissəciklərini də aparır. Borularda (3), sonra isə toztutucusunun orta boş hissəsində qaz yağ ilə intensiv olaraq qarışır. Bu zaman yağ qazda olan hissəcikləri, həmçinin qazla birgə daxil olan kondensat və ağır karbohidrogenləri udur.Nəticədə, yağın səviyyəsi qalxır. Şaquli borulardan çıxan qazın sürəti kəskin azalır. Nisbətən iri maye hissəcikləri ayrılaraq drenaj borusu (4) ilə aşağı tökülür. Təmizlənən qaz toztutucusunun yuxarı hissəsində olan borudan (2) xaric olunur. Çirklənən yağ isə drenaj borusu (5) vasitəsi ilə xaric olunur. Toztutucusunun tam təmizlənməsi il ərzində 3-4 dəfə olmaqla lükdən (6) istiadə olunmaqla aparılır. Diametri 2400 mm olan toztutucusuna tökülən yağın həcmi 1,5 -2 m^3-dən çox olmur.

Yağ toztutucusunun buraxma qabiliyyəti (Q, m^3/gün) aşağıdakı düsturla hesablana bilər:

$$Q = 95300\frac{D^2 \cdot P}{T}\left(\frac{\rho_m - \rho_q}{\rho_q}\right)^{0,5},$$

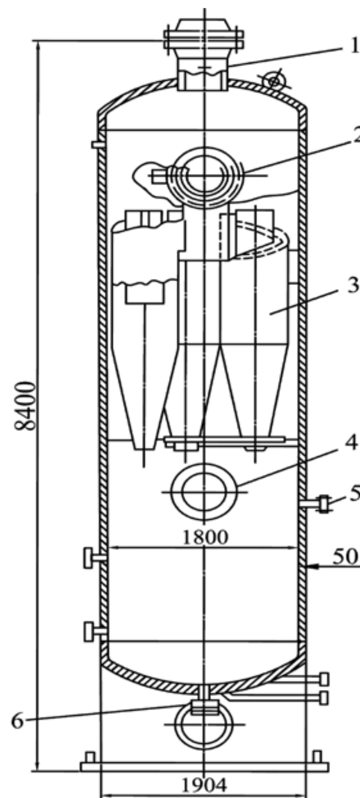
harada ki, D – toztutucusunun daxili diametri, m; P – qazın təzyiqi, MPa; ρ_m və ρ_q – uyğun olaraq isladan mayenin və qazın iş şəraitində sıxlığı, kq/m^3; T – qazın temperaturudur .

Toztutucularının normal işini təmin etmək üçün onda yağın səviyyəsini sabit saxlamaq lazımdır. Bundan əlavə onların buraxma qabiliyyəti verilən təzyiqdə qaz axınının sürəti ilə məhdudlaşdığından, axın sürəti 1-3 m/s-dən çox olmamalıdır.

Şaquli yağ toztutucusunun digər konstruksiyalı toztutucuları ilə müqayisədə üstün cəhəti yüksək təmizləmə dərəcəsinə malik olmasındadır. Belə ki, bu cür toztutucuları üçün ümumi təmizləmə dərəcəsi 97-98 % təşkil edir. Buna baxmayaraq adı çəkilən toztutucularının bir neçə çatışmayan

cəhətləri də vardır. Bunlardan: metal sərfinin çox olması; təmizlənən qazda mayenin qalması və onun qazla aparılması (hər 1000 m^3 qazda 25 q-dan çox olmayaraq mayenin olmasına yol verilir); hidravliki itkilərin çox olması (0,035-0,05 MPa); mayenin səviyyəsinin dəyişməsinə olan həssaslıq və s.

Hal-hazırda qazın mexaniki qarışıqlardan təmizlənməsi üçün siklonlu toztutucuları (diametri 1600 mm, işçi təzyiqi 7,5 MPa) da geniş tətbiq olunur (şəkil 3.15). Bu qurğularla təmizlənmənin səmərəliliyi 85-98% arasında dəyişə bilir.



Şəkil 3.15. Buraxma qabiliyyəti 20 mln. m^3/gün, işçi təzyiqi 7,5 MPa olan siklonlu toztutucusu

1-qaz üçün çıxış borusu; 2-giriş borusu; 3-siklonlar; 4-lük; 5-nəzarət cihazlarının ştuseri; 6-drenaj ştuseri

3.14. Təbii qazların hidratları və onlarla mübarizə üsulları

Təbii qazlar müəyyən termodinamiki şəraitdə su ilə birləşərək hidratlar əmələ gətirir ki, bunlar da mədən və magistral qaz kəmərlərində yığılaraq hidravliki müqaviməti artırdığı üçün kəmərin buraxma qabiliyyətini azaldır və bəzi hallarda kəmərin en kəsiyini tam tutur. Hidrat birləşmələri təkcə qaz kəmərlərində deyil, şəraitdən asılı olaraq qaz quyularında da yarana bilir. Odur ki, təbii qazların çıxarılması və nəqli zamanı mədən avadanlıqlarında və qaz kəmərlərində praktiki olaraq hər zaman hidrat birləşmələrinin yaranması hallarına təsadüf etmək mümkündür. Təbii qazların hidratları dayanıqsız birləşmələr olduğu üçün temperaturun artması və ya təzyiqin azalması zamanı qaza və suya ayrılırlar. Xarici görünüşünə görə hidrat birləşmələri buza və ya qara oxşayan ağ kristallik kütlədir. Təbii qazların tərkibində karbon iki oksid, hidrogen sulfid, azot və s. kimi komponentlərə də tez-tez rast gəlinir. Turş qazların olması hidratəmələgəlmə prosesini kəskin sürətləndirir.

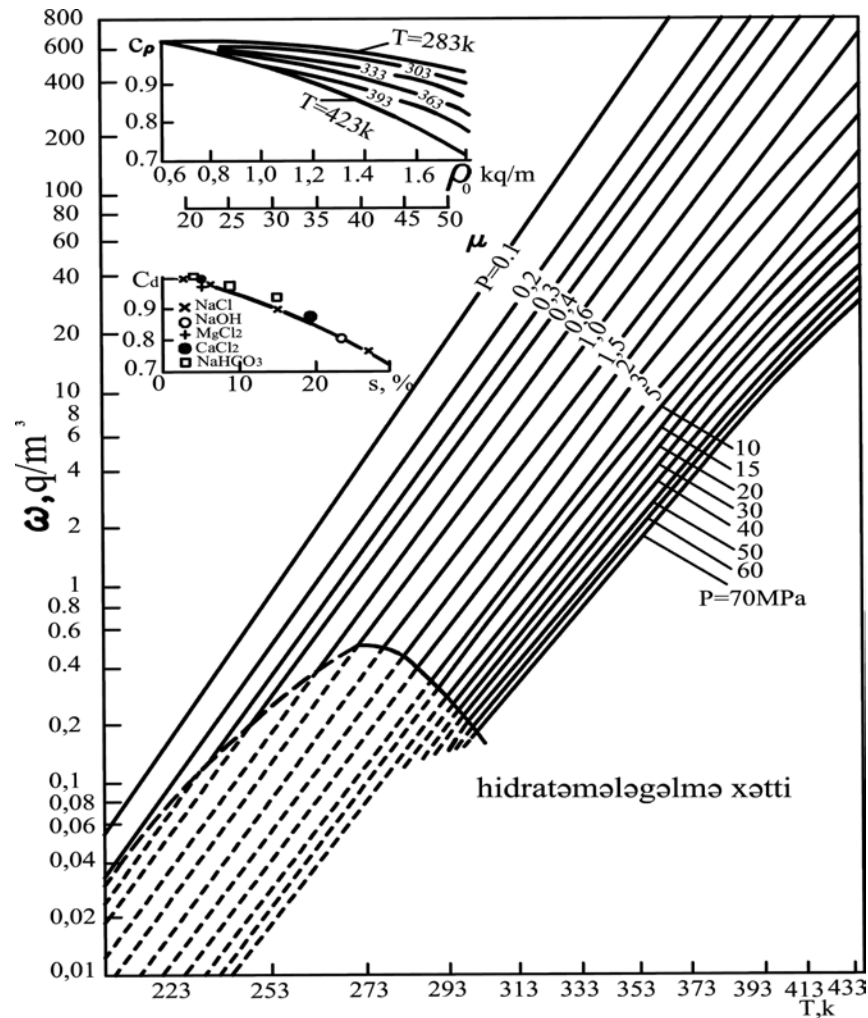
Hidrat birləşmələri prosesi adətən qaz-su sərhəddində, təbii qaz nəmliklə tam doyduqda əmələ gəlir.

Qaz kəmərləri sistemində hidratın kəmərin hansı hissəsində əmələ gəlməsinin təyin etməyin əhəmiyyəti çox böyükdür. Qaz təchizatı sistemlərində hidratın əmələ gəldiyi və intensiv toplandığı yeri proqnozlaşdırmaq üçün qazın tərkibində nəmliyin müxtəlif termodinamik şəraitlərdə necə dəyişməsini bilmək vacibdir.

Praktikada tez-tez ***mütləq və nisbi nəmlik*** anlayışlarından istifadə olunur. ***Mütləq nəmlik*** (ω) normal şraitdə qazın vahid həcmində olan su buxarlarının kütləsi ilə ölçülür. Nisbi nəmlik isə qaz qarışığında olan su buxarlarının miqdarının, həmin təzyiq və temperaturda tam doymuş su buxarlarının miqdarına olan nisbətinin vahidin hissələri və ya faizlə ifadəsidir.

Praktikada adətən qazların nəmliyini xüsusi nomoqramma (şəkil 3.16) əsasən təyin edirlər.

Şəkil 3.16-da həmçinin qazın malekulyar kütləsi c_ρ (sıxlıq ρ_0) və suyun duzluluğuna c_d düzləndirici əmsalları təyin etmək üçün iki köməkçi qrafiklər də verilmişdir (çünki təbii qazların nəmliyi onların malekulyar kütləsi və suyun duzluluğu çoxaldıqca azalır). Qaz kəmərindən keçən qazın

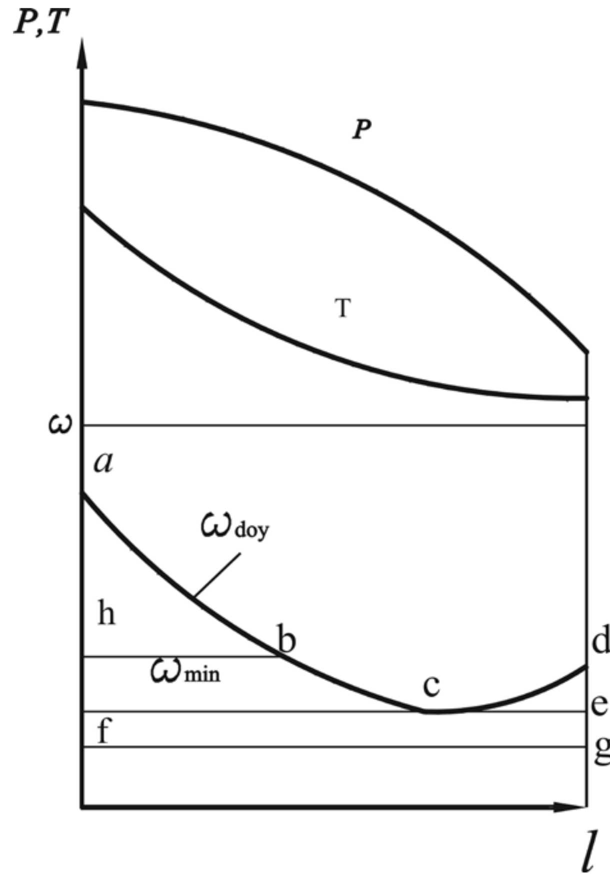


Şəkil 3.16. Təbii qazların nəmliyini təyin etmək üçün nomoqram

nəmliyini təyin edərkən şirin su ilə təmasda olduğu üçün hesab etmək olar ki, $c_d = 1$.

Verilən təzyiq və nəmlikdə qazın su buxarları ilə doyduğu temperatur ***şeh nöqtəsi*** adlanır.

Qaz kəmərində qazın hərəkəti zamanı onun nəmliyinin dəyişməsi təzyiq və temperaturun dəyişmə xüsusiyyəti və başlanğıc nəmlikdən asılıdır (şəkil 3.17).



Şəkil 3.17. Qaz kəmərinin uzunluğu boyu qazın nəmliyininin dəyişməsi qrafiki.

Qazın tam doyma halı üçün nəmliyinin (ω_{doy}) kəmərin uzunluğu (ℓ) boyu dəyişməsi $abcd$ əyrisi üzrə baş verir. Qaz kəmərinin başlanğıcında qazın temperaturu (T) tez düşür, təzyiq (P) isə qazın hərəkət sürəti nisbətən kiçik olduğu üçün çox yavaş-yavaş düşür. Ona görə də tam doyma halında qazın

nəmliyi azalmağa başlayır. Kəmərin sonunda isə vəziyyət əksinə olur. Qazın temperaturu ətraf mühitin temperaturuna yaxınlaşır və kəmər boyu çox az dəyişir. Təzyiq isə qazın genişlənməsi hesabına sürəti artdığı üçün kəskin azalır. Odur ki, kəmərin son hissəsində uzunluq artdıqca qazın nəmliyi artır. Kəmərdə $\omega_1 = \omega_{1doy}$ nəmliyi ilə qaz daxil olduqda başlanğıc hissədə su buxarlarının kondensasiyası baş verəcəkdir. Bu zaman qazın nəmliyi isə (ac) əyrisi üzrə dəyişəcəkdir. Kəmərin başlanğıc hissəsində kondensləşən suyun miqdarı $\Delta W = (\omega_{1doy} - \omega_{\min})Q$ olacaqdır.

Burada ω_{1doy} – qaz kəmərində başlanğıc təzyiq və temperaturda, doyma halında qazın nəmliyi; $\omega_{\min}$ – kəmərdə c nöqtəsində qazın minimal nəmliyi; Q – qaz kəmərinin buraxma qabiliyyətidir.

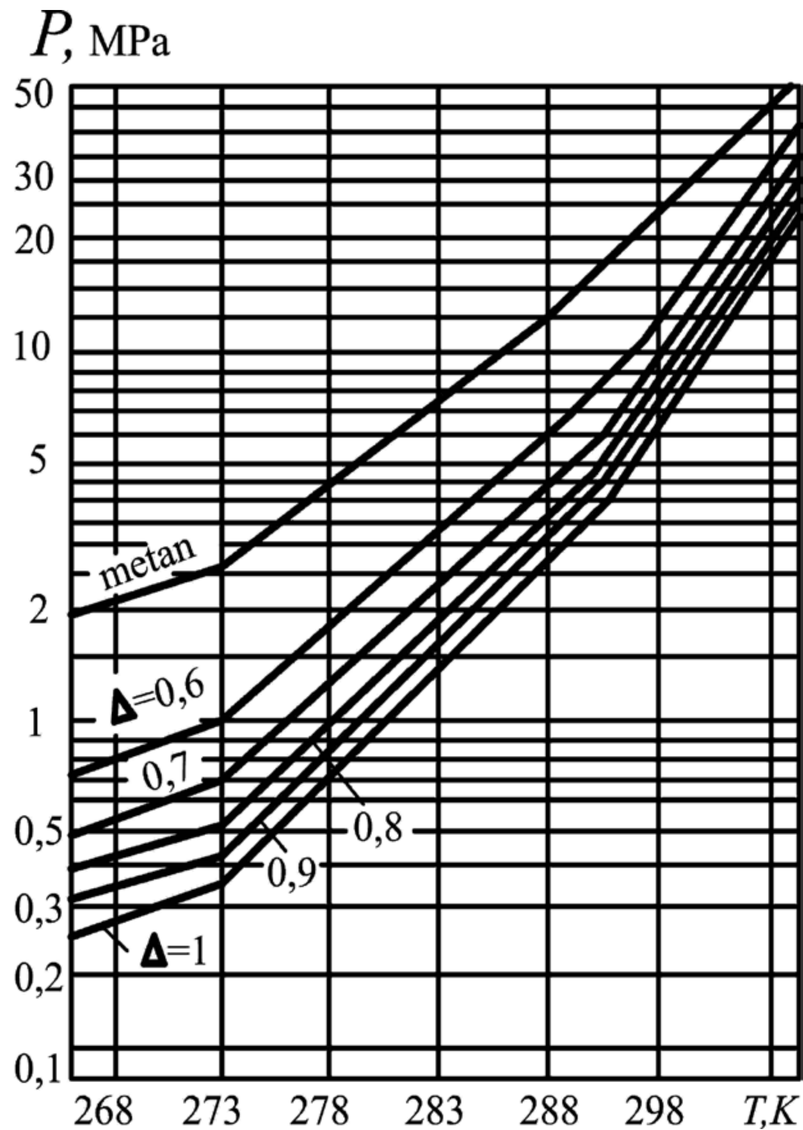
Qaz kəmərinin son hissəsində (c nöqtəsindən sonra) qazın nəmliyi $\omega_{\min}$ – a bərabər olmaqla sabit qalır (ce xətti). Bu zaman qazın nisbi nəmliyi (qazın su buxarları ilə doyma dərəcəsi) tədricən azalmağa başlayacaqdır. $\omega_{\min} < \omega_h < \omega_{1doy}$ nəmliyi ilə kəmərə daxil olan qazın nəmliyi başlanğıc hissədə sabit qalır, baxmayaraq ki, su buxarları ilə qazın doyma dərəcəsi artır və b nöqtəsində maksimuma çatır. Bundan sonra qaz kəmərində nəmliyin kondensləşməsi (bc xətti) baş verir.

Kəmərin son hissəsində nəmlik dəyişməz (ce xətti) qalacaqdır. Bu zaman bc hissəsində kondensləşən mayenin miqdarı $\Delta W = (\omega_{1doy} - \omega_{\min})Q$ olacaqdır. Nəhayət qaz $\omega_f < \omega_{\min}$ nəmliyi ilə qaz kəmərinə daxil olduqda nəmliyin kondensləşməsi (fg) prosesi baş vermir.

Beləliklə, qaz kəmərində su buxarlarının kondensləşməsinin qarşısını almaq üçün kəmərə verilən qazın nəmliyi gərək $\omega_{\min}$ qiymətindən çox

olmasın. Bu şərt qazların qurudulması üçün qurğuların layihələndirilməsi zamanı əsas şərt hesab edilir.

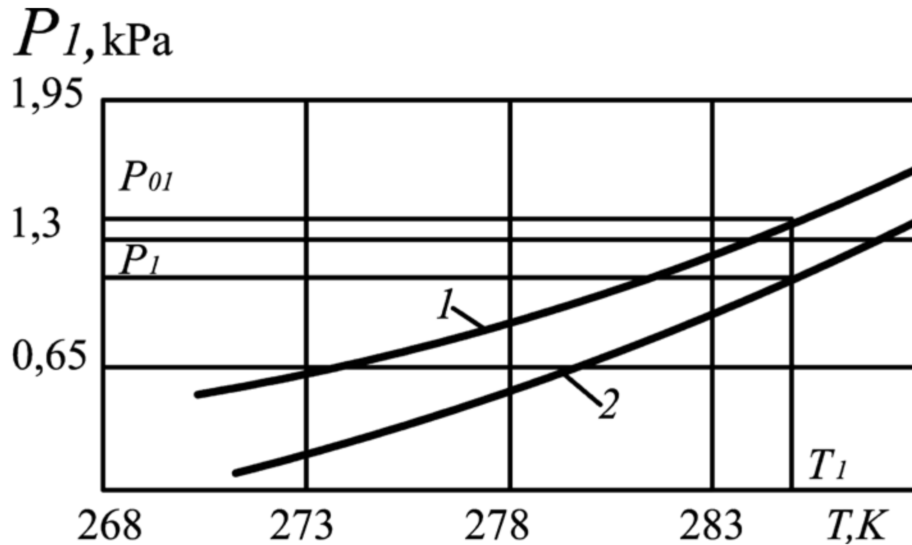
Qaz hidratlarının əmələgəlmə şəraitləri təzyiq (P) – temperatur (T) koordinatlarında tarazlıq əyriləri ilə də göstərilə bilər (şəkil 3.18). Şəkil 3.18-də müxtəlif sıxlıqlı təbii qazlar üçün göstərilən hidratəmələgəlmə qrafikləri buxar-maye tarazlıq şərtindən alınmışdır.



Şəkil 3.18. Müxtəlif sıxlıqlı (Δ) ***təbii qazlar üçün hidrat əmələgəlmə əyriləri***

Təcrübələr göstərir ki, hidratların əmələgəlmə və parçalanma şəraitləri eyni deyil. Belə ki, hidratların parçalanmaya başlanması təzyiqi eyni temperaturda onların yaranması təzyiqindən çox-çox aşağıdır. Bu əmələ gələn hidratların üstündə su buxarlarının buxar elastikliyi azalması ilə bağlıdır.

Hidratların yaranması və ayrılması şəraitlərini müəyyən etmək üçün şəkil 3.19-da göstərilən qrafiklərdən istifadə olunur. Həmin qrafiklər su buxarlarının elastikliyinin su ilə (P_{01}) və hidratla (P_1) tarazlığını xaratkerizə edir.



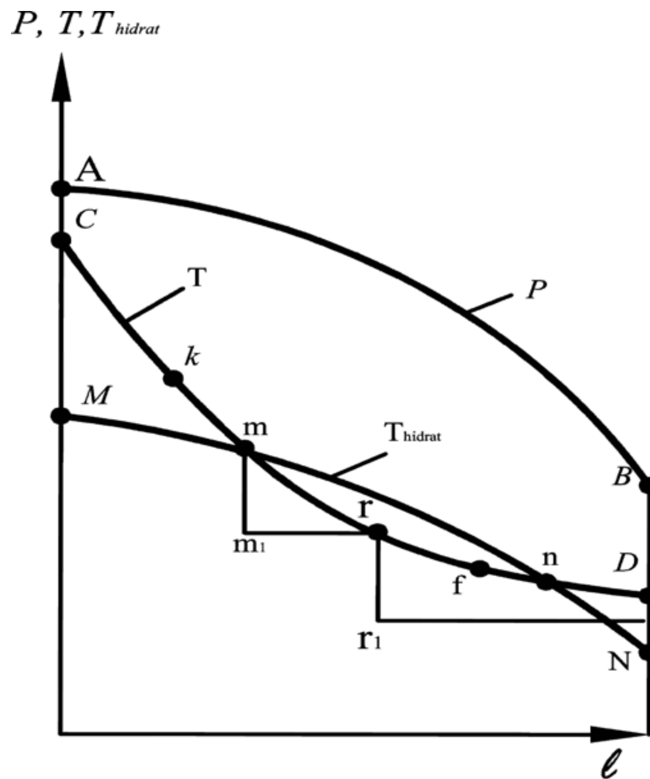
Şəkil 3.19. Su (1) və hidrat (2) ilə müvazinətdə su buxarlarının elastikliyi qrafikləri

Belə ki, T_1 temperaturunda hidratlar o vaxt əmələ gələ bilər ki, qazın nəmliyi su buxarlarının elastikliyinə (P_{01}) uyğun gəlsin, başqa sözlə $P > P_{01}$ olsun.

Hidratın yaranması zamanı buxar elastikliyinin P_{01} – dən P_1 – ə kimi azalmasına uyğun gələn su buxarlarının bir hissəsi hidrata keçir. Beləliklə,

hidratın əmələ gəlməsi zamanı qazın nəmliyi boru kəmərində hidrat tıxacından sonra su buxarlarının P_1 buxar elastikliyinin qiymətinə kimi azalmasına uyğun olaraq aşağı düşür.

Qaz kəmərinin istismarı zamanı mühüm məslələrdən biri də kəmərdə əmələ gələn hidrat tıxaclarının yerinin təyin edilməsindən ibarətdir. Bu məqsədlə qazın başlanğıc tərkibini və nəmliyini, həmçinin onun təzyiq və temperaturunun kəmərdə dəyişməsini bilmək vacibdir. Tutaq ki, təzyiq kəmər boyu AB (şəkil 3.20), temperatur isə CD əyrisi üzrə dəyişir.



Şəkil 3.20. Magistral qaz kəmərlərində hidratəmələgəlmə zonaları.

Hidratəmələgəlmənin tarazlıq əyriləri əsasında təzyiqin düşməsini (AB əyrisi) nəzərə alaraq verilmiş qaz kəməri üçün hidratəmələgəlmənin tarazlıq temperaturunda (T_{hid}) MN əyrisini qururuq. Bu zaman CD və MN əyrilərinin kəsişmə nöqtələri olan m və n qazın su buxarları ilə tam doyması şərtində

hidratların əmələ gəlməsinin mümkün sahələrini göstərir (*mn* hissəsi). Ancaq qaz kəmərində hidratın düşməsi faktiki olaraq kəmərə verilən qazın ilkin nəmliyindən, yəni son nəticədə qazın şeh nöqtəsindən asılı olacaqdır.

Əgər şeh nöqtəsi qazın temperaturundan yuxarı olarsa, məsələn, k nöqtəsi, onda hidrat əmələgəlməsi m nöqtəsində başlayacaqdır. Əvvəl qeyd olunduğu kimi kəmərin son hissəsində qaz su buxarları ilə tam doymamış olur. Praktiki olaraq bu hissədə dəyişməz temperaturda təzyiq tez düşdüyündən həmin hissədə hidratın düşməsi mümkün deyil. Bu hissənin başlanğıcı şəkil 3.20-də f nöqtəsi ilə göstərilib. Beləliklə, qaz kəmərində hidrat əmələgəlmə zonası mf sahəsində mümkündür. Lakin bu zonanın da bütün uzunluğu boyu hidrat yaranmır. Bu onunla izah olunur ki, m nöqtəsində hidratların yaranması nəticəsində su buxarlarının elastikliyi azaldığından m-dən m_1 nöqtəsinə kimi qazın şeh nöqtəsi də azalır. Daha sonra temperaturun azalması hesabına qaz su buxarları ilə daha çox doyur və artıq r nöqtəsində tam doyma halı baş verdiyi üçün ikinci hidrat tıxacının əmələ gəlməsinə şərait yaranır. Bundan sonra qazın şeh nöqtəsi r_1-ə qədər azalaraq qazın kəmərdəki minimal temperaturundan aşağı düşdüyü üçün 3-cü hidrat tıxacının yaranmasının qarşısını alır.

Beləliklə, qaz kəmərində temperatur və təzyiqin dəyişmə xüsusiyyətindən, həmçinin qazın ilkin nəmliliyindən (şeh nöqtəsi) asılı olaraq bir neçə lokal hidrat tıxacları yarana bilər.

3.14.1. Hidratların yaranmasının qarşısının alınması üsulları

Təbii qazların nəqli zamanı hidrat birləşmələrinin yaranmasının qarşısını almaq üçün istifadə olunan üsullar aşağıdakılardır:

- qazın qızdırılması;
- təzyiqin aşağı salınması;
- inhibitorların tətbiqi;
- qazın qurudulması.

Qazın qızdırılması ilə hidratların əmələ gəlməsinin qarşısının alınması qaz kəmərində təzyiqi dəyişmədən, qazın temperaturunun hidrat əmələgəlmənin müvazinət temperaturundan yuxarı qiymətdə saxlanılmasından ibarətdir. Lakin qazın magistral boru kəməri ilə nəqli zamanı bu üsul böyük enerji xərcləri tələb etdiyi üçün məqbul sayılmır. Aparılan hesablamalar göstərir ki, nəql edilən qazın böyük həcmlərində onun soyudulması daha məqsədəuyğundur. Çünki bu qaz kəmərinin, ələlxüsus çoxlu kompressor stansiyaları olduqda, buraxma qabiliyyətini xeyli artırmağa imkan verir.

Ona görə də qızdırma üsulu əsasən qazpaylayıcı stansiyalarda, harada ki, böyük təzyiqlər fərqində drossel effektinin hesabına qazın temperaturu xeyli aşağı düşə bilir, tətbiq olunur. Bu zaman hətta, kəskin soyuma nəticəsində kranlar, diafraqmalar, tənzimləyici klapanlar və s. cihaz və avadanlıqlar dona da bilər.

Hidratın yaranmasının təzyiqin azaldılması üsulu ilə qarşısının alınması qaz kəmərində dəyişməz temperaturda təzyiqin hidratəmələgəlmənin müvazinət təzyiqindən aşağı salınması prinsipinə əsaslanır. Praktikada bu üsuldan artıq mələ gəlmiş hidratları ləğv etmək üçün də istifadə olunur. Yaranmış hidrat tıxaclarının ləğvi şamlardan qazın üfürülərək havaya buraxılması ilə həyata keçirilir.

Təzyiq aşağı salındıqdan sonra müəyyən vaxt (bir neçə dəqiqədən bir neçə saata kimi) hidratların parçalanması üçün vacibdir. Sözsüz ki, bu üsul ancaq müsbət temperaturlarda hidrat tıxaclarının dağıdılması üçün yararlıdır. Əks halda hidrat tıxacı buz tıxacına çevrilə bilər.

Magistral qaz kəmərlərində minimal temperatur sıfra yaxın olduğu və təbii qaz üçün müvazinət təzyiqi 1-1,5 MPa intervalında dəyişdiyindən qeyd olunan üsulun tətbiqi çox az səmərəli hesab olunur. Təzyiqin aşağı salınma üsulu qəza halları zamanı qaz kəmərlərində yaranan hidratların parçalanması üçün inhibitorlarla birlikdə tətbiq olunduqda daha səmərəli hesab edilir. Çünki əks halda təzyiq qalxdıqdan sonra hidratlar yenidən əmələ gəlir.

İnhibitorlar, hansılar ki, su buxarları ilə doymuş qaz axınına vurulur, su buxarlarını qismən udmaqla onları sərbəst su ilə birlikdə məhlula çevirir və suyun donma temperaturunu aşağı salır. Həmin məhlullar ya heç hidratlar əmələ gətirmir, ya da onların yaranması çox aşağı temperaturda mümkün olur.

İnhibitor kimi metil spirti (metanol), etilenqlikol, dietilenqlikol, trietilenqlikol məhlulları, kalsium xlorid və s. istifadə olunur.

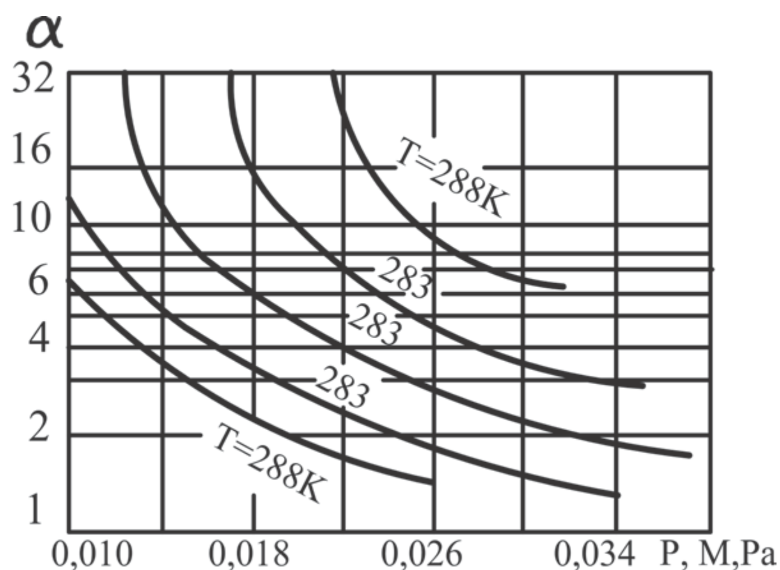
Hidratəmələgəlmənin qarşısını almaq üçün inhibitorun xüsusi sərfi aşağıdakı düsturla müyyən edilir.

$$q_i = \frac{(\omega_1 - \omega_2)}{c_1 - c_2} + 10^{-3} \alpha \cdot c_2 ,$$

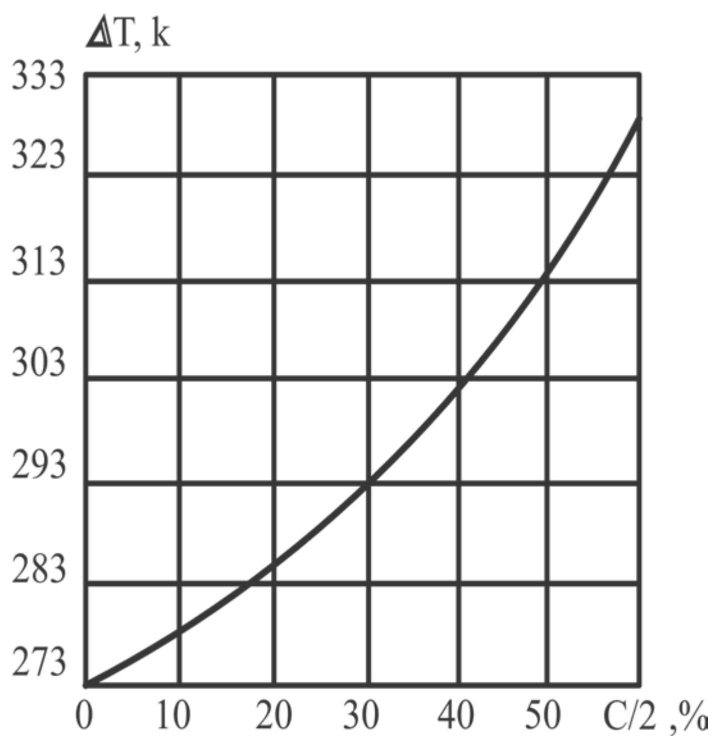
harada ki, ω_1 və ω_2 – uyğun olaraq inhibitor daxil və xaric edilən nöqtələrdə qazın nəmliyi; c_1 və c_2 – uyğun olaraq daxil və xaric edilən inqibitorun kütlə qatılığı; α – qaz fazasında inhibitorun kütlə miqdarının onun qazla təmasda olan su məhlulundakı kütlə miqdarına olan nisbətini xarakterizə edən əmsal (şəkil 3.21).

c_2 – nin qiyməti şəkil 3.22-də göstərilən qrafikdən hidratəmələgəlmə temperaturunun tələb olunan azalmasından $\Delta T = T_m - T_q$ asılı olaraq təyin

edilir (T_m – hidratəmələgəlmənin müvazinət temperaturu, T_q – qaz kəmərində qazın temperaturudur). Metanolun sərfini azaltmaq üçün onu qaz kəmərində hidratəmələgəlmənin mümkün olan zonasının başlanğıcında kəmərə daxil etmək lazımdır.



Şəkil 3.21. Hidratəmələgəlmə nöqtələrində α əmsalının təziq və temperaturdan asılılığı



3.22. Qaz axınına metanol daxil edilən zaman hidratəmələgəlmə temperaturunun azalması qrafiki

İqtisadi nöqteyi-nəzərdən metanolun qazın nisbətən kiçik sərflərində istifadə olunması sərfəlidir. Ümumiyyətlə, hidrat birləşmələrinin az miqdarda və hərdən yaranan hallarında metanoldan istifadə olunması məqsədəuyğun hesab edilir. Metanolun baha olmasına görə magistral qaz kəmərlərində qazın böyük həcmdə nəqli zamanı ondan hidrat əmələgəlməyə qarşı istifadə olunması iqtisadi baxımdan sərfəli deyil.

Hal-hazırda hidrata qarşı yeni inhibitorlar da mövcuddur və onlar qazın nəqlə hazırlanması proseslərində tətbiq olunur.

Təbii qazların böyük həcmdə nəqli zamanı boru kəmərlərində hidrat birləşmələrinin yaranmasına qarşı ən yaxşı səmərəli üsul qazın kəmərə verilməzdən əvvəl qurudulması hesab edilir. Mədən praktikasında qazın nəqlə hazırlanması zamanı onun qurudulması sorbsiya üsulu və ya qaz axınının soyudulması ilə də həyata keçirilir. Qazın qurudulması zamanı su buxarlarının şeh nöqtəsi qazın minimal nəql temperaturundan aşağı salınmalıdır. Bu zaman qazın nəmliyi 0,05 -0,1 q/m^3 – dan çox olmamalıdır.

3.15. Qazın qurudulmasının sorbsiya üsulları

Təbii qazların uzaq məsafəyə nəql edilməsi, onların mədənlərdə nəqlə hazırlanmasının keyfiyyətindən asılıdır. Təhlil göstərir ki, qazların lazımi səviyyədə qurudulması və təmizlənməsi yerinə yetirilməzsə, magistral qaz kəmərlərinə xeyli miqdarda karbohidrogen kondensatı və lay suyu daxil olur

ki, bu da kəmərin buraxma qabiliyyətini azaltmaqla yanaşı nəql olunan qazın keyfiyyətinin də pisləşməsinə səbəb olur.

Uzun illərin təcrübəsi göstərir ki, qazların keyfiyyətsiz nəqlə hazırlanmasının əsas səbəbləri aşağıdakı amillərlə bağlıdır:

- karbohidrogen yataqlarının işlənməsi və nəql sisteminin bütün dövründə maye-qaz qarışığının və sistemin termodinamiki parametrlərinin dəyişməsi və nəqlə hazırlıq zamanı etibarlı texnoloji qurğuların olmaması;
- mədənlərin abadlaşdırılması işinin yataqların işlənməsindən əksər hallarda geri qalması (məsələn, kompressor stansiyaları və soyuducu qurğuların tikilməməsi, yaxud gec tikilməsi).

Hal-hazırda qaz və qaz -kondensat yataqlarında və yeraltı qaz anbarları şəraitində saxlanılan qazların nəqlə hazırlanması zamanı sorbsiya üsullarından 0istifadə olunur. Bu üsullardan absorbsiya, adsorbsiya, malekulyar ələklər, aşağı temperaturlu separasiya üsullarının göstərmək olar.

3.15.1.Absorbsiya üsulu ilə qazların qurudulması

Təbii qazların qurudulması maye sorbentlərin, yəni absorbentlərin köməyi ilə həyata keçirildiyi üçün üsul ***absorbsiya üsulu*** adlanır. Qazların, o cümlədən səmt qazlarının qurudulması üçün tətbiq olunan absorbentlər aşağıdakı xüsusiyyətlərə malik olmalıdır:

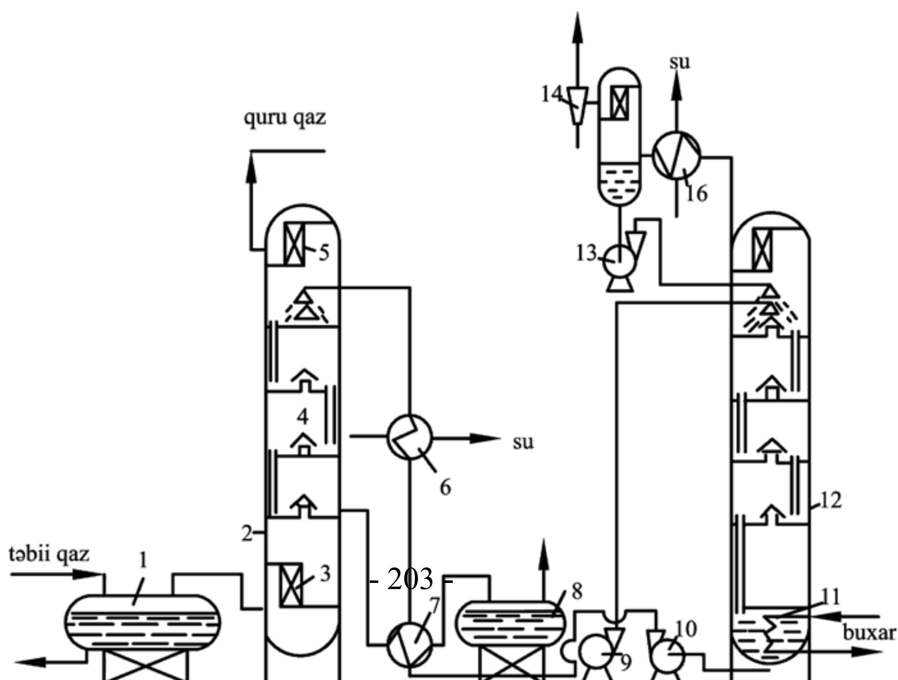
- suda yaxşı həll olmalı;
- aqressivliyi aşağı olmalı;
- regenerasiyası sadə olmalı;
- aşağı özlülüklü olmalı;
- təmas temperaturunda aşağı buxar elastikliyi olmalı;

- karbohidrogen qazlarını zəif udmalı;
- köpük və ya emulsiya əmələgətirməyə az meyilli olmalıdır.

Qeyd olunan tələblərə əsasən cavab verən maye absorbentlərə misal olaraq dietilenqlikol (DEQ), trietilenqlikolu (TEQ) və nisbətən etilenqlikolu (EQ) göstərmək olar.

Qlikollar təbii qazlardan nəmliyi çox yaxşı götürür və buxar elastikliyinin aşağı olması hesabına bu uducuların itkiləri çox azdır (5 -18 q 1000 m^3 qaz üçün). Qlikollarla qazın qurudulmasının intensivliyi təzyiqdən, qaz-sorbent təmasının temperaturundan və sorbentin qatılığından düz mütənasib olaraq asılıdır.

Şəkil 3.23-də qaz yataqlarında geniş yayılmış maye sorbentlərlə qazın qurudulması sxemi göstərilmişdir. Mədəndən daxil olan təbii qaz separatordan (1) keçərkən damla nəmliyindən çökmə hesabına azad olaraq absorberin (2) aşağı hissəsinə daxil olur. Bu seksiyada qaz əlavə olaraq asılı vəziyyətdə olan nəmlikdən (damlalardan) təmizlənir və ardıcıl olaraq boşqabdan (4) keçərək yuxarı qalxır. Absorberdə boşqabların sayı 4-12 arasında dəyişir. Qaz axınına qarşı nasosla (10) 95-97 %-li DEQ məhlulu axıdılır. Məhlulla təmasda olması hesabına qurudulan qaz yuxarı absorberin seksiyasından (5) keçərək özü ilə apardığı məhlul damlalarından azad olaraq qaz kəmərinə göndərilir.



Şəkil 3.23. Maye sorbentlərlə qazın qurudulması qurğusunun sxemi

Tərkibində 6-8% nəmlik olan doymuş məhlul absorberin aşağı yığım boşqabından istilik dəyişdiriciyə (7) daxil olur, qarşıdan gələn regenerasiya olunmuş məhlul axını ilə qızır, sonra isə küləkləyicidən (8) keçərkən ondan həll olmuş qaz ayrılaraq yerli tələbatlara göndərilir. Küləkləyicidən DEQ nasosla (9) desorberə (12) vurulur və orada məhlulun regenerasiyası aparılır. Desorber (buxarlandırıcı kalon) iki hissədən ibarətdir: boşqab tipli kalonkalarda DEQ-in aşağı tökülən doymuş məhlulundan qarşıdan gələn su buxarı və DEQ buxarlarının axını hesabına nəmlik buxarlandırılır; qaynadıcı-buxarlandırıcıda (11), qlikol məhlulunun qızdırılması və suyun buxarlanması baş verir. Qaynadıcıda qlikol məhlulunun temperaturu 423-433 K, buxarlandırıcı kalonun yuxarı hissəsində isə 378-380 K səviyyəsində saxlanılır. Bu kalonun yuxarı hissəsinin temperaturu 303 K olan su ilə suvarılması hesabına əldə edilir. Bu isə öz növbəsində DEQ-in buxarlarını kondensləşdirməyə və onun itkisini azaltmağa imkan verir. Desorberdən su buxarı, kondensatora (16) daxil olur. Buxarın əsas hissəsi kondensləşərək separatorda (15) yığılır. Buradan qaz kondensatdan vakuum nasosu (14) ilə sorularaq yandırılmağa göndərilir.

Alınan suyun bir hissəsi, hansı ki, tərkibində DEQ də olur, nasosun (13) köməyi ilə suvarma və temperaturu 105-107 ^{0}C saxlamaq üçün kalonun yuxarı hissəsinə verilir.

DEQ-in regenerasiya olunmuş məhlulu nasosla (10) istilikdəyişdiricidən (7) və soyuducudan (6) keçməklə vurulur, nəticədə onun temperaturu aşağı düşür və yenidən absorberin yuxarı boşqabına daxil olur.

Əgər DEQ-in doymuş məhlulunun yüksək qatılığını (98-99%) almaq vacibdirsə, onda qazın daha aşağı şeh nöqtəsini almaq məqsədi ilə qlikolun regenerasiyasını vakuum nasosu (14) ilə vakuum altında aparırılar.

Absorbsiya qurğularının səmərəliliyi ən çox sorbentin itkisindən asılıdır. İtkiləri azaltmaq üçün ilk növbədə desorberin temperatur rejiminə ciddi riayət olunmalı, qaz və su buxarı absorber və desorberin çıxışında dərindən separasiya olunmalı, həmçinin xüsusi əlavələrin hesabına qazın absorbentlə təması zamanı köpükəmələgəlmənin qarşısı imkan daxilində alınmalıdır.

3.15.2. Adsorbsiya üsulu ilə qazın qurudulması

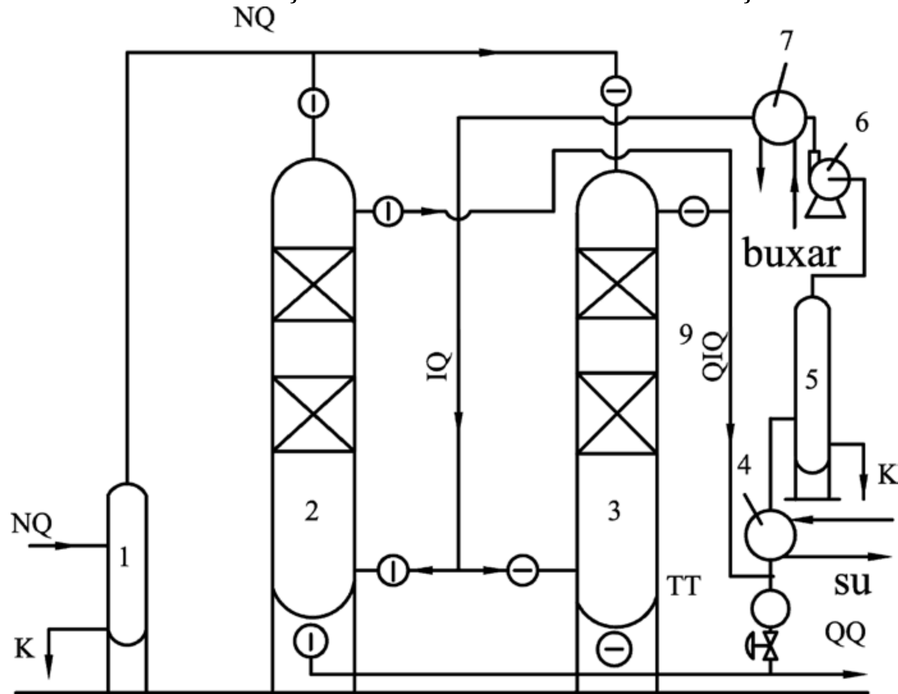
Bu üsulun mahiyyəti təbii qazların nəmliyinin bərk maddələrin səthinə çökməsi və ya səthi ilə udulması, yəni adsorbsiya prosesi ilə həyata keçirilməsindən ibarətdir. Bərk adsorbentlər kimi qaz sənayesində aktivləşdirilmiş aliminum oksidi silikagel, seolit və boksit, hansı ki, 50-60% Al_2O_3-dən təşkil olunur, geniş tətbiq olunur. Boksit 3 saat ərzində hava daxil olmadan 633 K temperaturda aktivləşdirilir. Boksitin udma qabiliyyəti onun kütləsinin 4-6,5%-ni təşkil edir. Adsorbsiya üsulu ilə qazın qurudulmasının aşağıdakı müsbət cəhətləri vardır:

- qurudulan qazın şeh nöqtəsinin aşağı olması;
- adsorbentin regenerasiya olunmasının sadəliyi;
- qurğunun kompakt, sadə və nisbətən ucuz olması.

- boksit diametri 2-4 mm olan qranul-dənələr şəklində buraxılır (sıxlığı $\rho = 800\ kq/m^3$).

Qurudulma dərinliyi boksitin doyma dərəcəsindən asılıdır. Bir dəfə boksit doldurmaqla bir ildən çox qazın qurudulmasını aparmaq mümkündür. Digər adsorbentlər, məsəln, seolit, silikagel 2 -3 il sistemdə işləyə bilir.

Qazların adsorbsiya üsulu ilə qurudulmasının sxemi şəkil 3.24.-də göstərilmişdir. Nəm qaz seperatordan keçərək adsorberə daxil olur və burada oturacaqları perforasiya olunmuş boşqablara tökülmüş bir neçə qat aktivləşdirilmiş boksit qatlarından keçir. Boksit qatının hündürlüyü 60 sm-dən çox olmur. Boksitdən keçən qaz nəmlikdən azad olaraq qaz kəmərinə yönəldilir. Bərk tutucunun doldurulması və qazın həcmi sürətindən asılı olaraq müəyyən zamandan sonra adsorberi bərpa rejiminə, yəni regenerasiya tsiklinə çevirirlər. Regenerasiyadan keçən qazı 2-ci adsorberə yönəldirlər. Boksit qaynar qazı üfürməklə adsorbenti qurudur, yəni regenerasiya edir. Qurudulma zamanı udulmuş bütün nəmlik boksitdən çıxarılır. Boksitin



regenerasiyası aşağıdakı kimi həyata keçirilir: adsorberə regenerasiya sistemini doldurmaq üçün tələb olunan qaz müəyyən miqdarda quru qaz xəttindən təzyiq tənzimləyicisi ilə ayrılır. Bu qaz əvvəl soyuducuya, sonra isə separatora daxil olur. Sonra qaz qızdırıcıda qızdırılır və adsorberə verilir və boksit regenerasiya olunur.

Şəkil 3.24. Qazın adsorbsiya üsulu ilə qurudulması

1 və 5-separatorlar; 2 və 3-adsorberlər; 4-soyuducu; 6-qaz çiləyici; 7-qızdırıcı; K-kondensat; NQ-nəm qaz; QQ-quru qaz; İQ-isidilmiş qaz; QİQ-quru, qızdırılmış qaz; TT-təzyiq tənzimləyicisi

Qazları daha dərindən qurutumaq üçün seolitlərdən-malekulyar ələklərdən istifadə olunur. Seolitlər mürəkkəb qeyri-üzvi polimer birləşmələri olmaqla kub şəkilli yarığı olan kristallik quruluşa malik olur. Onların bütün məsamələri standart ölçülərə malik olur, məsln, 5, 7, 112, 13 A^0 və s. Bunun hesabına seolitlər əsasən kiçik malekulları ayıraraq sorbsiya edir, iri malekullar isə adsorbsiya olunmur. Seolitlər poroşok və ya qranul şəklində (3mm-dən) istifadə olunmaqla yüksək məsaməliliyə (50 %-dən) malik olmaları və məsamələrin böyük səthləri ilə seçilirlər.

Molekulyar ələklərin regenerasiyası üçün 473-573 K-dən qızdırılmış quru qazdan istifadə olunur. Bu məqsədlə qurudulma zamanı qaz axınının əksinə olaraq qızdırılmış quru qaz seolit qatından buraxılır.

3.16. Qazın soyudulmaqla qurudulуması

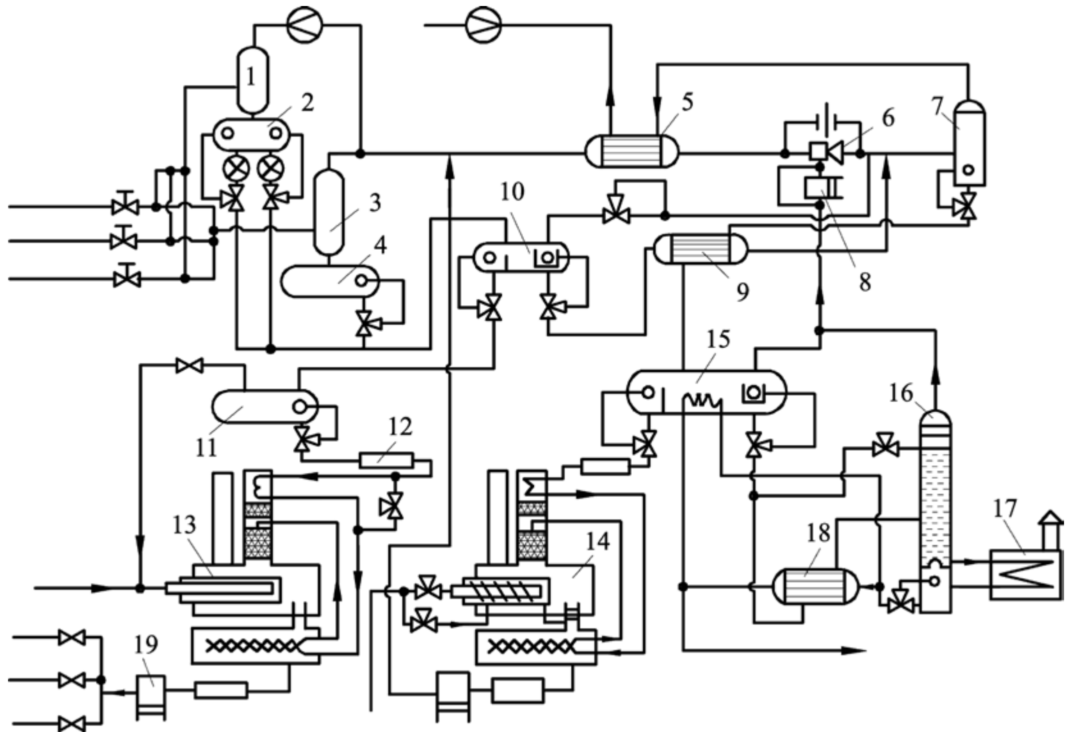
Qazın qurudulması, qaz-kondensat yataqlarından çıxarılan qazlardan aşağı temperaturlu separasiya qurğularında kondensatın ayrılması, individual qaz komponentlərinin alınması, qazların mayeləşməsi zamanı və s. hallarda soyudulma prosesindən istifadə olunur. Aşağı temperaturlu separasiya (ATS) soyutma dərinliyindən asılı olaraq qazdan 80-90%-dən ağır karbohidrogenlərin çıxarılması və qazın nəqli zamanı onun əhəmiyyətli dərəcədə qurudulmasına imkan verir. Praktikada lay təzyiqindən (qazın drosselləşməsi yolu ilə) və süni soyuqdan istifadə etməklə nisbətən kiçik temperaturlar fərqi olan ATS tətbiq olunur.

Detander (porşenli və ya turbinli) qazın daha dərindən soyudulmasına imkan verməklə yanaşı ATS qurğularının xidmət müddətini də artırır.

ATS qurğularında süni soyuqdan (soyuducu maşınlardan) istifadə olunması yataqların işlənməsi başa çatana kimi qazları emal etməyə imkan verir, ancaq bu zaman mədənin abadlaşdırılmasına qoyulan kapital xərcləri 1,5 -2,5 dəfə çoxalır.

ATS-in prinsipial texnoloji sxemi şəkil 3.25-də göstərilmişdir. Quyulardan xam qaz kompleks hazırlanma qurğusuna daxil olur, ilkin drosselləmədən sonra (və ya onsuz) maye damlalarından ayrılmaq üçün 1-ci pilləsinin separatoruna (3) göndərilir.

Sonra qaz istilikdəyişdiriciyə (5) göndərilir və orada aşağı temperaturlu separatordan (7) boru arxası, fəzaya daxil olan qazla soyudulur. İstilik dəyiş diricidən ejektor (6) vasitəsi ilə qaz aşağı temperaturlu separatora daxil olur, harada ki, temperaturun azalması hesabına həm istilikdəyişdirici, həm də



Şəkil 3.25. Aşağı temperaturlu separasiya üsulunun prinsipial texnoloji sxemi

ejektorda maye ayrılır. Qurudulan qaz istilik dəyişdiriciyə (5) daxil olur, quyunun məhsulunu soyudur və mədən qaz yığımı kollektoruna göndərilir. Qeyri stabil kondensat və hidratın yaranmasının qarşısını alan inhibitorun (məsələn DEQ-in) sulu məhlulu 1-ci pillənin separatorundan (3) kondensatyığıcısına (4), sonra isə tutuma (10) daxil olur. Burada kondensatın və DEQ-in sulu məhlulunun ayrılması baş verir. Sonra isə kondensat istilikdəyişdiricidən (9) keçməklə aşağı temperaturlu separasiyadan qabaq qaz axınına, DEQ-in sulu məhlulu isə tutum (11) və süzgəcdən (12) keçməklə mexaniki qarışıqlardan təmizlənmək üçün regenerasiya qurğusuna (13) göndərilir. Regenerasiyadan keçən qlikol qurğudan nasosla (13) hidratəmələgəlmənin qarşısını almaq üçün şleyflərə verilir.

Qeyri-stabil karbohidrogen kondensatı və DEQ-in sulu məhlulu ayıran tutuma (15) göndərilir, harada ki, qaz axınına çiləmk üçün tutumdan (10) daxil olan qeyri stabil kondensatı soyudur. Qlikolun sulu məhlulu süzgəcdən keçərək regenaerasiya qurğusuna (14) daxil olur, oradan nasosla (19) istilik dəyişdiricidən (5) qabaq qaz axınına vurulur.

Kondensat isə ayırıcı tutumdan (15) boruarxası fəzadan keçməklə deetanizatora (16) göndərilir. Deetanizasiya qurğusu boşqablı kalondan, peçdən (17) və istilikdəyişdiricidən (18) ibarətdir. Soyudulan stabil karbohidrogen kondensatı kondensat kəmərinə verilir. Əgər kondensatın daşınması dəmiryolu sisternaları ilə nəzərdə tutularsa, onda onun stabilləşdirilməsi rektifikasiya kalonunda nəzərdə tutulur. Bu zaman küləkləyici (deqazasiya) tutumdan (15) deetanizator (16) qazı isə ştuserdən ümumi axına daxil olur. Əgər təzyiq kifayət deyilsə, onda kompreesordan (8) da istifadə olunması nəzərdə tutulub. Deqazasiya olunmuş qaz da tutumdan (10) ümumi axına qayıdır. Qazın və mayenin debitlərinə vaxtaşırı nəzarət separatorun (1) köməyi ilə həyata keçirilir. Bu məqsədlə separatorun çıxış xəttində ölçü diafraqması və sayğaclı kondensat yığıcısı-ayırıcısı (2) quraşdırılır. Əgər quyuağzında qazın temperaturu kifayət qədər yüksəkdirsə və onun yolunda qazyığımı məntəqəsinədək hidratlar əmələ gəlmirsə, onda qazın yığım sistemi sadələşir. Quyuların istismar müddətində ATS qurğularında əlavə soyuq mənbələri tələb olunduqda qazın tələb olunan şeh nöqtəsini təmin etmək məqsədilə yığım sistemində ştuser əvəzinə turbodetander quraşdırılır.

Bu zaman adi drosselləşmə ilə müqayisədə temperaturun aşağı salınması səmərəliliyini 3-4 dəfə artırmağa imkan verir. Bu halda yığım sistemində ikinci pillənin separatoru nəzərdə tutulur ki, bu da turbodetanderə daxil olan qazdan mayenin ayrılmasına imkan verir. Qurudulmuş qaz istilikdəyişdiricinin

(5) boruarxası fazasından kompressorun girişinə daxil olur, sonra isə mədən kollektoruna göndərilir.

Konkret şəraitdən asılı olaraq yuxarıda qeyd olunan aşağı temperaturlu yığım sistemində bəzi modifikasiyaları da mümkündür. Məsələn, istilikdəyişdiriciyə (5) əlavə olaraq hava və ya su soyuducuları quraşdırılır.

Lay təzyiqi azaldıqca ATS qurğularında qazın separasiya temperaturunu sabit saxlamaq üçün istilikdəyişdiricinin səthinin ardıcıl olaraq artırılması tələb olunur ki, bu da qurğunun quruluşunda dəyişikliklər edilməsini tələb edir. Ancaq elə moment yaranır ki, bu artıq qeyri-rasional olur. Bu halda soyuq xaricdən verilir və ya qazın hazırlanmasının digər üsullarından istifadə olunur.

Qeyd etmək lazımdır ki, istənilən tip ATS qurğusunun işinin səmərəliliyi quyuların istismarının texnoloji rejimindən çox asılıdır. İşlənilmə layihələrində qaz-kondensat yataqlarında qazın optimal separasiya təzyiqi hər bir tərkibli qaz qarışığı üçün təcrübə yolu ilə müəyyən edilən maksimal kondensləşmə təzyiqinə bərabər götürülür.

Qazın magistral boru kəmərində bir fazalı hərəkətini təmin etmək üçün separasiya temperaturu qaz kəmərinin temperatur rejimi nəzərə alınmaqla seçilir.

3.17. Qazın odorizasiyası

Təbii qaz, əgər hidrogen -sulfiddən təmizlənibsə, rəngsiz və iysiz olur. Odur ki, baş verən qaz sızmalarını aşkar etmək çox çətinlik törədir.

Qazın nəqlinin və istifadə olunmasının təhlükəsizliyini təmin etmək məqsədilə onu ***odorizasiya*** edirlər, yəni qaza kəskin, arzuolunmaz iy verirlər. Bu məqsədlə qaza xüsusi odorantlar qatılır. Bu zaman onların yanma

məhsulları fizioloji cəhətdən ziyansız, kifayət qədər uçucu (qaynama temperaturu aşağı) olmalı, korroziyaya səbəb olmamalı, kimyəvi olaraq qazla qarşılıqlı əlaqəyə girməməli, su və ya karbohidrogen kondensatı tərəfindən udulmamalı, torpaq və əşyalarla güclü sorbsiya edilməməlidirlər. Odorontlar həmçinin baha olmamalıdır. Qeyd olunan tələblərə ən çox cavab verən odorontlardan etilmerkaptanları misal göstərmək olar. Lakin etilenmerkaptanlardan istifadə etdikdə onlara xas olan çatışmayan cəhətləri də nəzərə almaq lazımdır.

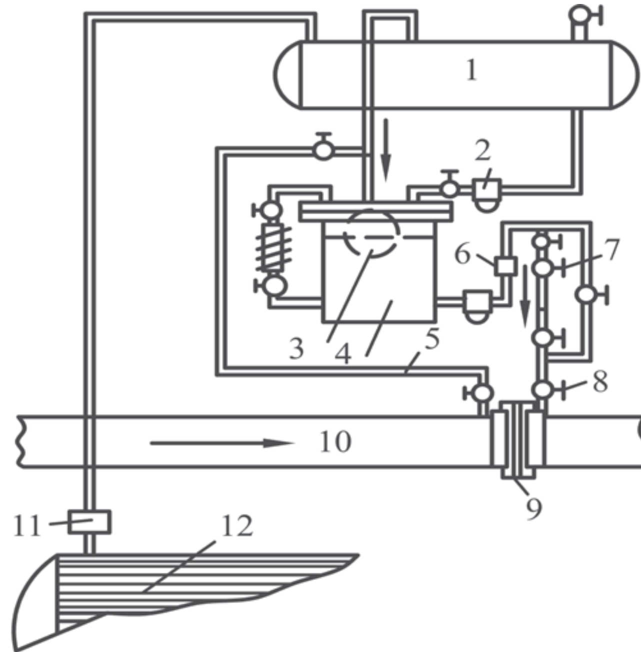
Məsələn, toksiki cəhətdən onlar hidrogensulfid qədər zərərlidir. Əgər qaz emala göndərilirsə, onda onu merkaptandan təmizləmək lazımdır. Əks halda onlar katalizatorları zəhərləyir. Etimerkaptan metal oksidləri ilə kimyəvi cəhətdən qarşılıqlı əlaqəyə girdiyindən, odorizasiya olunmuş qazın nəqli zamanı tədricən odorantın iyi zəifləyir.

Etilmerkaptanlardan başqa qazın odorizasiyası məqsədilə həmçinin sulfan, metilmerkaptan, propilmerkaptan, kalodorant, pentalaramdan və s. istifadə olunur. Odorant kimi tərkibində kükürd və kükürd birləşmləri olan təbii qazların təmizlənməsi zamanı alınan merkaptan qarışıqlarından da istifadə olunur. Qazın odorizasiyası qaz kəmərlərinin baş tikililərində və qazpaylayıcı stansiyalarda aparılır.

Qazda odorant buxarlarının qatılığı elə olmalıdır ki, aşağı partlayış həddinin $\frac{1}{5}$-dən çox olmayan qazın həcmi qatılığında kəskin iy hiss olunsun. Etilmerkaptanın orta illik sərf norması hər 1000 m^3 qaza 16 q təşkil edir. Adətən, qış vaxtlarına nisbətən yay aylarında odorantın sərfi 2 dəfə az olur.

Qaz axınına odorantı daxil etmək üçün istifadə olunan qurğu odorizator adlanır. Odorizatorlar ***damcılı***, ***buxarlandırıcılı*** və ***barbotajlı*** olurlar. Damcılı

odarizatorların köməyi ilə odorant qaz kəmərinə damlalar və ya nazik şırnaqla daxil edilir (şəkil 3.26).

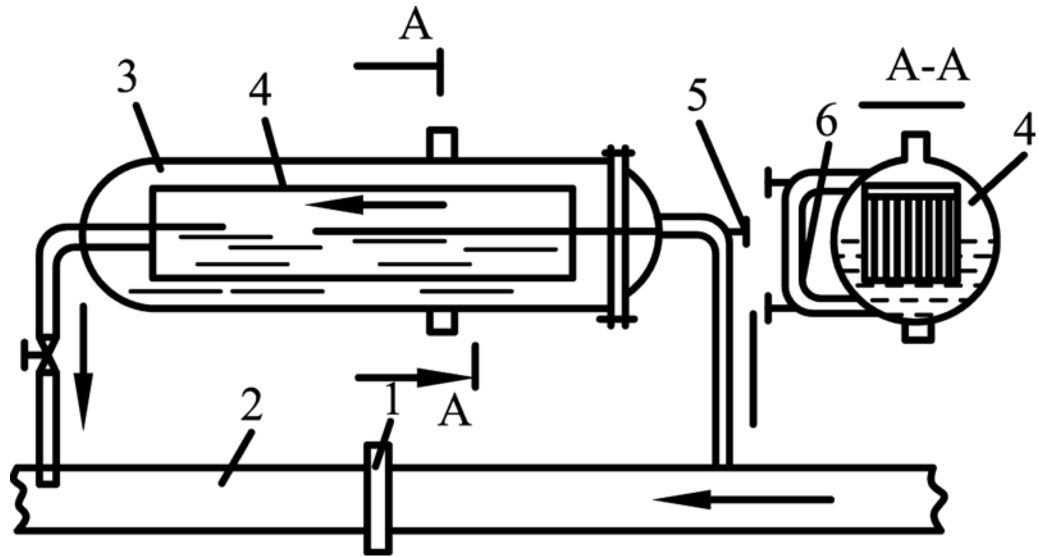


Şəkil 3.26. Diafraqmalı damcılı odorizator

1-odorant üçün baçok; 2-çökdürücü-süzgəc; 3-süzgəc; 4- üzgəcli kamera; 5,8-birləşdirici borucuqlar; 6-nazik diafraqma; 7-baxış şüşəsi; 9-qaz kəmərində diafraqma; 10-qaz kəməri; 11-əl nasosu; 12-ehtiyat tutum

Odarizator diafraqmanın köməyi ilə yaradılan təzyiqlər fərqinin hesabına fəaliyyət göstərir. Odorant üzgəcli kameradan, diafraqmadan, baxış şüşəsindən keçməklə nazik borucuqla qaz kəmərinə daxil olur. Üzgəc kamerasında bütün vaxt sabit səviyyə saxlanılır. Odorantın sərfinin dəyişməsinə diafraqmanın dəyişdirilməsi ilə nail olunur.

Hal-hazırda ən çox geniş tətbiq olunan odarizator buxarlandırıcılı və barbotajlı odarizatorlar hesab edilir. Bu odraizatorlar uyğun olaraq şəkil 3.27 və 3.28-də göstərilmişdir.

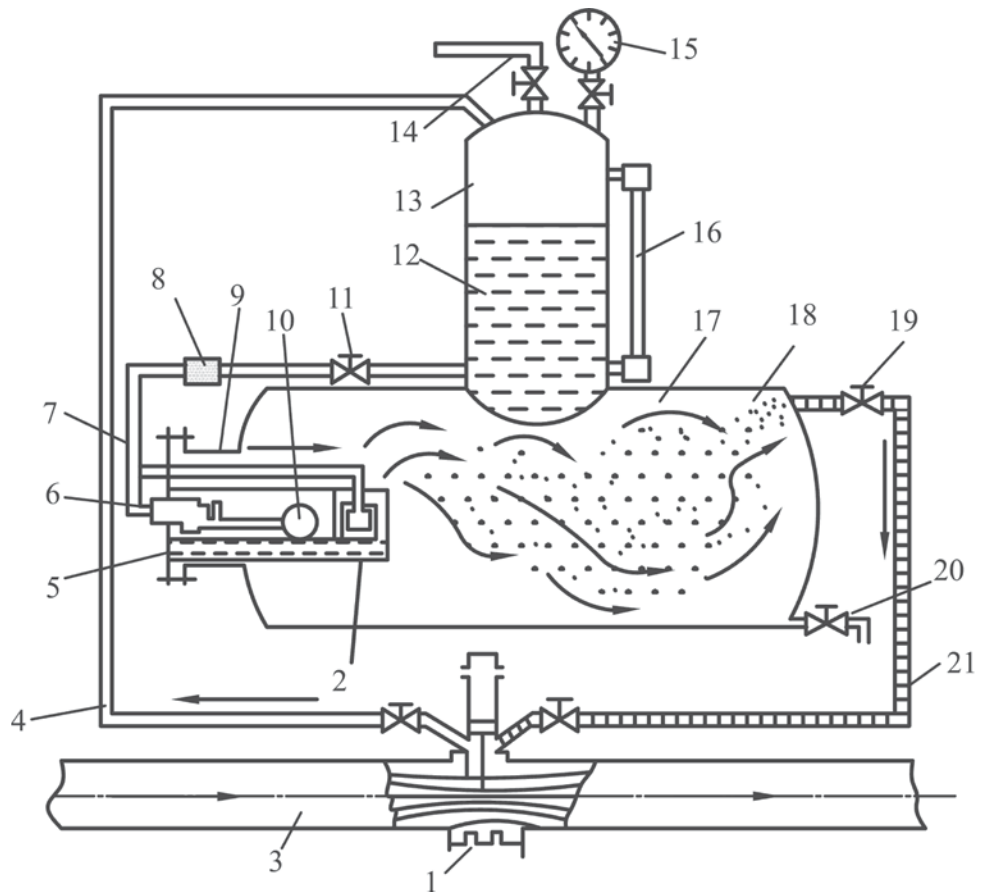


Şəkil 3.27. Buxarlandırıcı (fitilli) odarizator

1-diafraqma; 2- qaz kəməri; 3- çən; 4-şaquli asılmış fitillər; 5-tənzimləyici ventil; 6-ölçü şüşəsi

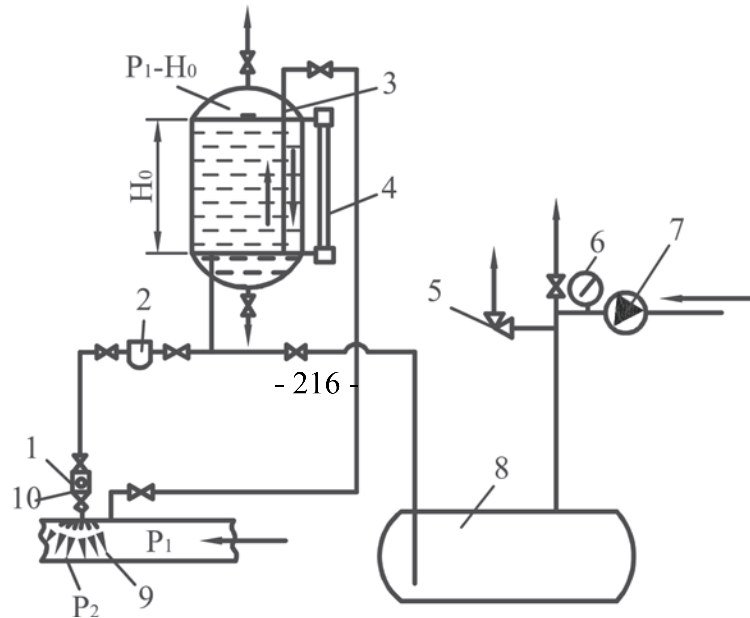
Bu odarizatorlar üçün odorantın sərfi ilə qazın sərfi arasında düz mütənasib asılılıq yoxdur. Belə ki, odorantın daxil edilməsi kəmərdən keçən qazın miqdarından asılı olmayaraq dəyişən maye sütununun təsiri ilə baş verir. Gün ərzində sərfin dəyişməsi (rəqsi) zamanı qurğunun iş rejiminin tez-tez dəyişdirilməsi tələb olunur. Bu zaman tənzimləmə işi əl ilə aparıldığı üçün, dozalamanın dəqiqliyi xidmət göstərən personalın təcrübəsindən asılı olacaqdır.

Hal-hazırda bir sıra qazpaylayıcı stansiyalarda qazın odarizasiyası üçün yarımavtomatik qurğular tətbiq olunur. Bu qurğular konstruksiya baxımından sadə, etibarlı olmaqla praktiki olaraq odaranatın və qazın sərfləri arasında mütənasib asılılığı da təmin edir (şəkil 3.29).



Şəkil 3.28. Barbotajlı odorizator

1-diafraqma; 2-barbotajlı kamera; 3-qaz kəməri; 4-qazı təzyiq altında daxil edən borucuq; 5-boşqab; 6-klapan; 7-qidalanma borusu; 8 süzgəc; 9-qazı barbotajlı kameraya daxil edən borucuq; 10-səviyyə tənzimləyən üzgəc; 11- ventil; 12-etilmerkaptan; 13-sərf bakı; 14-etilmerkaptanın anbardan çıxış borusu; 15-manometr; 16-səviyyəni göstərən şüşə boru; 17-odarizator tutumu; 19-tənzimləyici ventil; 20-boşaldıcı kran; 21-qaz çıxan xətt



Şəkil 3.29. Yarımavtomat odarizasiya qurğusu

Qurğu aşağıdakı kimi işləyir: qaz kəmərində qaz axını yolunda diafraqma (9) quraşdırılır, hansında ki, qazın sərfindən asılı olaraq müəyyən təzyiqlər fərqi yaradılır. Qaz P_1 təzyiqi altında diaqramdan əvvəl odorant olan baçoka (3) daxil olur və odorant sütununa uyğun $(P_1 - H_0 \rho g)$ təzyiqini yaradır. Odorant süzgəcdən (2) və şkalalı soplodan (1) keçərək kəmərdə diafraqmanın arxasına P_2 təzyiqi ilə çilənir. Bu təzyiq diafraqmadan keçən qazın miqdarından asılı olaraq dəyişilir və bununla qazın və odorantın sərfləri arasında mütənasiblik əldə olunur. Səviyyə göstərən şüşə (4) odorantın sərfinə nəzarət etməyə imkan verir.

Qazın odarizasiya dərəcəsinin dəyişməsi soplo borusunun diametrinin dəyişməsi ilə əldə olunur. Soplo borusunun diametri aşağıdakı ifadəyə əsasən müəyyən edilir:

$$D = \sqrt{\frac{4G}{\pi\varphi\sqrt{2gP_a}}}$$

Burada G – hər 1000 m^3 qaz üçün odorantın sərfi; φ – axma əmsalı, $\varphi = 0{,}82$; P_a – odorantın axma təzyiqidir.

Odarizasiya dərəcəsi xromotoqrafik üsulla təyin edilir.

3.18. Təbii qazların kükürd birləşmələri və karbon qazından təmizlənməsi

Bir çox yataqlardan istehsal olunan təbii qazların tərkibində kükürd birləşmələri və karbon qazı (turş qazlar) da olur. Kükürd birləşmələri qazların emalı proseslərində katalizatorları zəhərləyir, yanma zamanı SO_2 və SO_3 birləşmələri əmələ gətirir ki, onların da havada qatılığı çox olduqda insan və ətraf mühit üçün qorxu törədir. Hidrogen sulfid (H_2S) və karbon qazı (CO_2) su mühitində polad borularını, boru kəmərinin avadanlıqlarını, kompressor maşınlarını korroziaya uğradır. Bu qazların olması hidratəmələgəlmə prosesini sürətləndirir. Hal-hazırda təbii qazların tərkibində H_2S-in miqdarının 5,7 mq/m^3; ümumi kükürdün -50 mq/m^3-dan çox olmamasına; CO_2-nin isə 2%-dək olmasına icazə verilir.

Belə ki, H_2S-dən ən təmiz və ucuz kükürd alınır. Kükürdlü təbii qazların təmizlənməsinin müasir problemləri kükürdün istehsalı və hava basseyninin təmizliyinin təmin edilməsi ilə bağlıdır.

Təbii qazlardan turş komponentlərin çıxarılması üçün regenerativ absorbsiya proseslərindlən istifadə olunur. Kimyəvi və ya fiziki absorbsiya prosesində turş komponentlər qazdan çıxarılır. Doymuş absorbentin regenerasiyası zamanı kükürd istehsalı qurğusuna göndərilən turş qaz axını alınır.

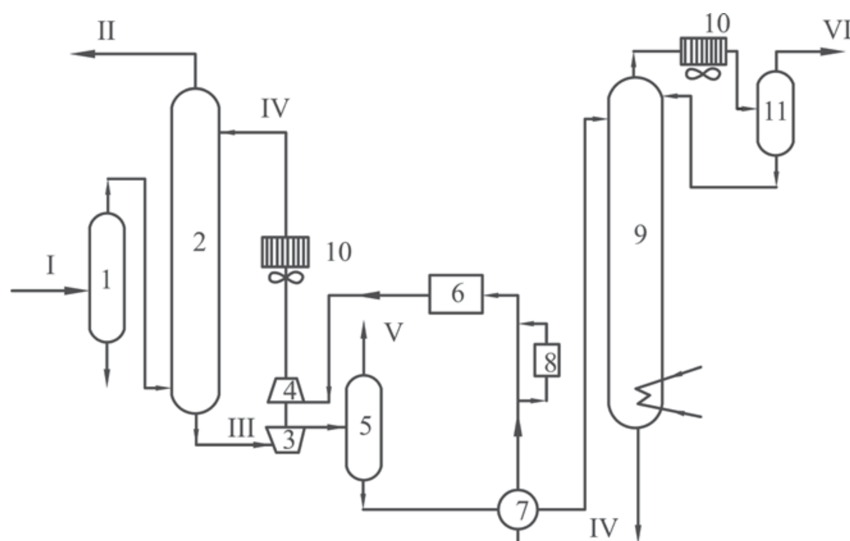
Kimyəvi absorbsiya proseslərində uducuların sulu məhlullarından istifadə olunur ki, həmin məhlullar qazın turş komponentləri ilə əks reaksiyaya girirlər.

Kimyəvi uducular kimi monoetanolamin, dietanolamin, diizopropanolamin, diqlikolamin, qələvi metalların duz məhlulları və s. istifadə olunur.

Kimyəvi absorbsiya üsulu ilə təbii qazın təmizlənməsi sxemi şəkil 3.30-da göstərilmişdir.

Fiziki absorbsiya üsulu ilə turş qazların təbii qaz axınından çıxarılması üçün aşağıdakı üzvi həllediciləгdən istifadə olunur: metanol, propilenkarbonat, dimetil efiri, polietilenqlikol və s. Fiziki absorbsiya prosesləri absorbentin turş qazlarda yüksək doyma dərəcəsi və uducuların aşağı sirkulyasiya sürəti, aşağı enerji xərcləri, avadanlıqların kiçik qabaritli və sadə olması ilə xarakterizə olunur.

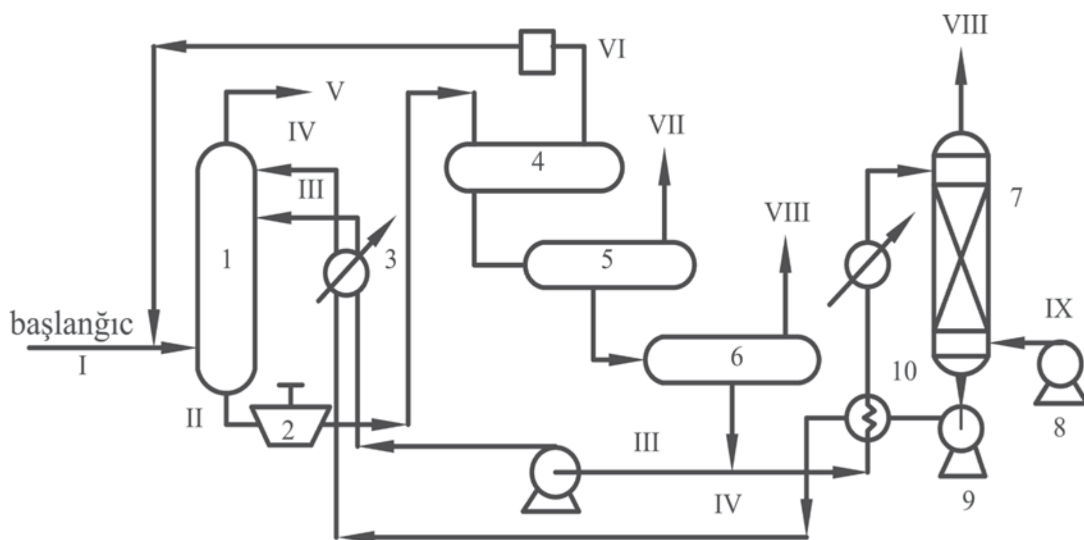
Fiziki absorbsiya ilə qazın təmizlənməsinin tipik sxemi şəkil 3.31-də göstərilmişdir.



Şəkil 3.30. Təbii qazın kiməvi absorbsiya üsulu ilə təmizlənməsi

I-xam qaz; II-təmizlənmiş qaz; III-doymuş absorbent; IV-regenerasiya olunmuş absorbent; V-küləkləyici qaz; VI-turş qaz; 1-giriş separatoru; 2-absorber; 3-hidravlik turbin; 4-nasos; 5-küləkləyici; 6-aralıq tutum; 7-istilikdəyişdiricisi;8-süzgəc; 9-desorber; 10-hava soyuducus;

11-separator



Şəkil 3.31. Fiziki absorbsiya ilə qazın təmizlənməsi sxemi

I-giriş qazı; II-doymuş absorbent; III-kobud regenerasiya olunmuş absorbent; IV-yaxşı regenerasiya olunmuş absorbent; V-təmizlənmiş qaz; VI- dövrədən çıxan qaz; VII-orta təzyiqli küləkləyici qaz; VIII-turş qaz; IX-hava və ya inert qaz; 1-absorber; 2-təzyiqi aşağı salan turbin; 3-soyuducu; 4,5,6-uyğun ola - raq 1-ci, 2-ci və 3-cü küləkləmə pillələri; 7-buxarlandırıcı kalon; 8-hava vurucu; 9-nasos; 10-istilikdəyişdiricisi

Təbii qazın təmizlənməsi zamanı ikinci əməliyyat kükürd birləşmələrindən kükürdün alınmasıdır.

Yoxlama sualları

1. ***Neftin və qazın nəqlə hazırlanması hansı zərurətdən irəli gəlir?***
2. ***Neftin və qazın nəqlə hazırlanması hansı üsullarla və necə aparılır?***
3. ***Neft emulsiyaları necə yaranır və hansı xassələrə malikdir?***

4. ***Neftdən suyun ayrılma üsullarını göstərin.***
5. ***Neftin sudan mexaniki üsulla təmizlənməsi nə deməkdir?***
6. ***Neftin termo-kimyəvi deemulsiyası necə həyata keçirilir?***
7. ***Neftin qazsızlaşdırılması və ya stabilləşdirilməsi üsulları hansılardır?***
8. ***Hansı separatorlar mövcuddur və onlar nə ilə fərqlənir?***
9. ***Rektifikasiya nədir?***
10. ***Neftin, qazın hansı uyğun sistemləri var və onlara olan tələblər hansılardır?***
11. ***Təbii qaz mexaniki qarışıqlardan necə təmizlənir?***
12. ***Hidrat birləşmələri nədir və onların yaranmasına qarşı hansı mübarizə üsulları var?***
13. ***Qaz kəməri boyu nəmlik necə dəyişir?***
14. ***Şeh nöqtəsi nədir?***
15. ***Qazların qurudulması üçün hansı üsullar mövcuddur?***
16. ***Qazların qurudulması üçün hansı sorbsiya üsullarını bilirsiniz?***
17. ***Qazın soyudulmaqla qurudulması nə deməkdir?***
18. ***Qazın odarizasiyası nədir və necə aparılır?***
19. ***Hansı odarizasiya qurğularını tanıyırsınız?***

4 – cü FƏSİL

MAGİSTRAL NEFT KƏMƏRLƏRİNİN TEXNOLOJİ HESABLANMASI

Neft kəmərlərinin layihələndirilməsi praktikasında boru kəmərlərinin hesablanmasını ***texnoloji hesabat*** da adlandırırlar. Texnoloji hesabat dedikdə, neftin və neft məhsullarının nəqlinin texnoloji prosesləri ilə bağlı olan kompleks hesablamalar nəzərdə tutulur. Neft kəmərinin texnoloji hesablanmasına aşağıdakı əsas məsələlərin həlli daxildir:

- neft kəmərinin iqtisadi cəhətdən ən əlverişli parametrlərinin təyini. Buraya kəmərin diametri, nasos stansiyalarındakı təzyiq, kəmərin divarının qalınlığı və nasos stansiyalarının sayı aiddir;
- neft kəmərinin trasında nasos stansiyalarının yerinin təyini;
- neft kəmərinin istismar rejiminin hesablanması.

İqtisadi cəhətdən əlverişli olan parametrlər müxtəlif variantlar üçün texniki-iqtisadi göstəriciləri tutuşdurmaqla müəyyən edilir. Kəmərin diametrinin bir neçə qiymətləri üçün mexaniki və hidravliki hesablamalar aparmaqla baxılan hər variant üçün borunun divarının qalınlığı və nasos stansiyalarının sayı təyin edilir. Ən yaxşı variant gətirilmiş xərclərin ən az olduğu hal hesab edilir.

Tras boyu nasos stansiyalarının yeri sıxlaşdırılmış profilə əsasən qrafiki yolla təyin edilir.

Kəmərin istismar rejiminin hesablanmasına stansiyalarda təzyiqin, onlardan əvvəl basqıların, nəql şəraitində kəmərin buraxma qabiliyyətinin

(hansılar ki, hesabi qiymətlərdən fərqlənirlər) təyini daxildir. Bunlarla yanaşı neft kəmərinin tənzimlənməsi ilə bağlı məsələlər də həll edilir.

Aparılan texnoloji hesablamalar əsasında magistral neft və ya neft məhsulları kəmərlərinin tikintisi və istismarına minimal xərclər olmaqla kəmərlərin tikintisinin rasional sxeminin əsas texniki məsələləri həll edilir.

4.1. Neft kəmərinin texnoloji hesablanması üçün ilkin verilənlər

Neft kəmərinin hesablanması üçün aşağıdakı ilkin məlumatların olması zəruridir:

- ***İllik mal dövriyyəsi və ya nəql olunan neftin həcmi (kəmərin buraxma qabiliyyəti).*** Kəmərin buraxma qabiliyyəti layihələndirmə tapşırığında verilir və kəmərin diametri, stansiyalardakı təzyiqi müəyyən edən əsas amil hesab edilir. Texnoloji layihələndirmə normalarında kəmərin diametri və nasos stansiyalarındakı təzyiqin qiymətləri buraxma qabiliyyətindən asılı olaraq verilir;
- ***Neftin özlülüyü və sıxlığının temperaturdan asılılığı.*** Neftin sıxlığı və özlülüyü laboratoriya şəraitində təyin edilir. Neftin sıxlığı ρ adətən *293 K* temperaturda təyin edilir və başqa temperaturlarda $\rho_T = \rho - \xi(T - 293)$ düsturuna əsasən müəyyənləşdirilir. Burada, $\xi = 1{,}825 - 0{,}001317\rho$ kimi təyin edilir və temperatur düzəlişi adlanır (hesabatda sıxlıq ρ, kq/m^3 -lə ifadə olunmalıdır).

Neftin özlülüyünün temperaturdan asılılığı qrafiki asılılıq viskoqram şəklində verilə bilər. Əgər bu asılılıq yoxdursa, neftin kinematik özlülüyünün ν_T temperaturdan asılılığının ifadə edən

$$\nu_T = \nu_0 \exp[-U(T - T_0)]$$

düsturundan istifadə etməklə lazım olan temperaturda özlülüyün qiymətini tapmaq olar.

Burada, $\nu_0 - T_0$ temperaturunda kinematik özlülük; U – viskoqramın dikliyinin göstəricisidir (1/K). Bu göstəricinin qiymətini tapmaq üçün hər hansı $T = T_1$ temperaturunda ν_1 özlülüyünün də qiymətini bilmək zəruridir.

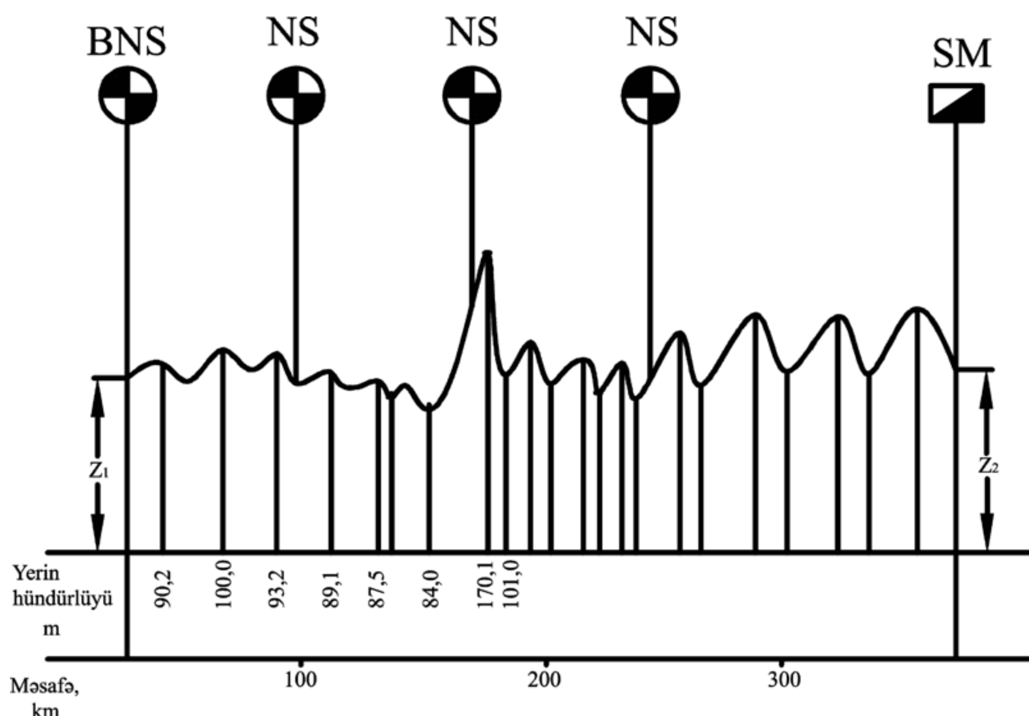
- ***Boru kəməri basdırılan dərinlikdə torpağın temperaturu.*** Hesablama üçün kəmərdə neft axınının aldığı ən aşağı temperatur qəbul edilir. Adətən, bu temperatur kəmər basdırılan dərinlikdə ən aşağı olan temperatura bərabər qəbul edilir (sürtünmə nəticəsində axının öz–özünə qızması nəzərə alınmaqla). Kəmərin basdırıldığı dərinlikdə torpağın temperaturu axtarış materiallarına əsasən müəyyən edilir;
- ***Boruların materiallarının mexaniki xassələri.*** Bu xassələrə aid məlumatlar uyğun DÜİST-də göstərilir;
- ***Texniki–iqtisadi göstəricilər.*** Əsas texniki-iqtisadi göstəricilər kapital qoyuluşu və istismar xərcləri hesab edilir. Cəm istismar xərcləri, neft kəmərinin işinin səmərəliliyini xarakterizə edir və nəqlin maya dəyərini (M_d) müəyyənləşdirir;
- ***neft kəmərinin xətti hissəsinə kapital qoyuluşu xərclərinə boruların qiyməti və kəmərin tikintisi üzrə olan bütün xərclər (qaynaq, izolyasiya tranşeylərin qazılması və s.) daxildir.*** Nasos stansiyalarına kapital qoyuluşu xərclərinə isə avadanlığın, boru kəməri kommunikasiyaları, binaların qiymətləri daxildir (baş nasos stansiyaları üçün qeyd olunanlara çən parkının qiyməti də əlavə olunur). Adətən, kəmərin xətti hissəsinə sərf olunan xərclər ümumi kapital qoyuluşunun təqribən 80 %- ni təşkil edir ki, bunun da yarısı ancaq boruların qiymətini dəyərləndirən xərclərdir.

İstismar xərclərinə əsasən amortizasiya xərcləri, cari təmir, elektrik enerjisi, yağlama, su, qızdırma, əmək haqları, mühafizə, idarəetmə və s. olan xərclər daxildir. Qeyd etmək lazımdır ki, amortizasiya və cari təmirə ümumi istismar xərclərinin 30-40 % -i, elektrik enerjisinə isə 50-60 %-i sərf olunur. İstismar xərclərini $\dot{I}_x$ texnoloji layihələndirmə normalarında göstərilən nəqlin maya dəyərinə görə aşağıdakı kimi təyin etmək olar:

$$\dot{I}_x = M_d \cdot Q \cdot L,$$

burada, Q – kəmərin buraxma qabiliyyəti; L – neft kəmərinin uzunluğu; M_d - nəqlin maya dəyəridir.

- ***Neft kəməri trasının sıxlaşdırılmış profilinin çertyoju.*** Trasın bu profilində (şəkil 4.1) boru kəmərinin hesabi uzunluğunu başlanğıc (z_1) və son (z_2) geodoziki hündürlüklər fərqini (Δz) təyin etdikdə istifadə olunur $(\Delta z = z_2 - z_1)$. Kəmərin aşırım nöqtəsi varsa, hesabi uzunluq başlanğıcdan həmin nöqtəyə kimi olan məsafə qəbul edilir.



Şəkil 4.1. Neft kəməri trasının sıxlaşdırılmış profili

BNS-baş nasos stansiyası; ANS- aralıq nasos stansiyası; SM-son məntəqə

Sıxlaşdırılmış profildə xarakterik nöqtələrin geodezik hündürlükləri və nasos stansiyalarının yerləri göstərilir. Nəzərə almaq lazımdır ki, trasda hər hansı iki nöqtə arasındakı məsafə həmin nöqtələri birləşdirən xəttin uzunluğu ilə deyil, həmin xəttin absis oxunda olan proyeksiyası ilə müəyyən edilir. Yəni, profildə məsafələr horizontal üzrə qeyd olunur. Profil sıxlaşdırılmış olduğu üçün (horizontala nisbətən vertikal üzrə miqyas çox böyükdür) trasda olan yüksəkliklər, çökəkliklər kəskin nəzərə çarpır və çertyoj əyani alınır.

4.2. Boru kəmərinin möhkəmliyə hesablanması

Boru kəmərləri sisteminin etibarlılığının artırılmasının çox böyük əhəmiyyəti vardır. Bu bir tərəfdən neft, neft məhsulları və təbii qazların tələbatçılara fasiləsiz verilməsini, digər tərəfdən isə ətraf mühitin karbohidrogenlərlə çirklənməsinin qarşısını alır.

Nəzərə alınmalıdır ki, nəql olunan karbohidrogenlər çox qiymətli olmaqla bərabər ətraf mühitin potensial çirkləndiricilərindəndir. Böyük diametrli boru kəmərlərinin dağılması xeyli iqtisadi və sosial ziyan və fəsadlar törədə bilər. Ona görə də magistral neft-qaz kəmərlərinin möhkəmliyinə çox ciddi fikir verilir və borulara (materialın keyfiyyəti, boruların səthinə, ölçülərinin dəqiqliyinə, qaynaq işlərinin keyfiyyətinə) çox sərt tələblər qoyulur.

Ümumiyyətlə, boru kəmərlərinin dayanıqlı, qəzasız istismarı kompleks amillərdən asılıdır. Bunlardan tikinti və montaj işlərinin keyfiyyəti, texniki şərtlərə və texnoloji qaydalara əməl olunması, boru xətlərinə və onun elementlərinə möhkəmlik və dayanıqlıq baxımından qoyulan tələbləri və s. göstərmək olar. Magistral neft-qaz kəmərlərinin borularına, armatur və digər elementlərinə qoyulan tələblər tikinti normaları və qaydaları ilə müəyyənləşdirilir.

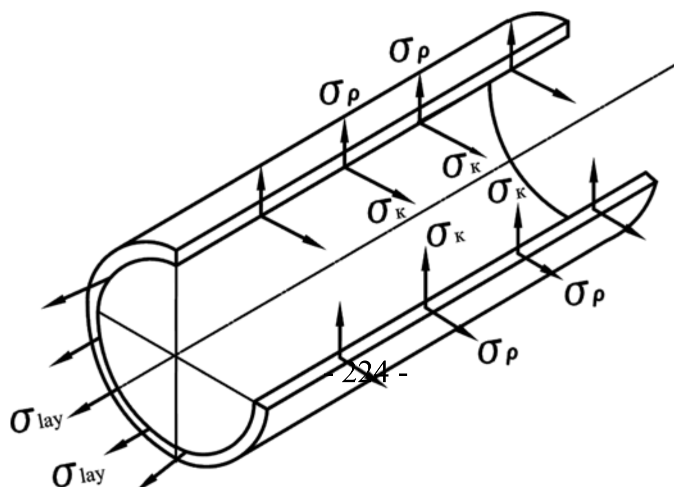
Magistral boru kəmərləri torpağa basdırılmaqla və ya yerüstü ilə çəkilir və bütün hallarda həm daxili, həm də xarici təsirlərə məruz qalır. Bu baxımdan boruların və onların birləşmələrinin mexaniki möhkəmliyi onların istənilən təsirlər zamanı qəzasız iş rejimini təmin etməlidir. Borular üçün istifadə olunan poladın möhkəmlik həddi 500 MPa-dan az olmamalıdır.

Boru kəmərlərinə edilən daxili təsirlər əsasən maye və qazların nəqli zamanı kəmərdə yaranan təzyiqlə bağlıdır.

Xarici təsirlərə isə torpağın təzyiqindən olan yüklər, temperatur dəyişmələri, küləyin, su dalğalarının təsirindən yaranan yüklər, boruların və örtüklərinin kütləsini və s. misal göstərmək olar.

Bir sözlə, boru kəmərləri həm sınaq vaxtı, həm də bütün istismar müddətində daxili qüvvələrin təsiri altında mürəkkəb gərginlik vəziyyətində olur, borular isə müvafiq gərginliklərə məruz qalır.

Boru daxili təzyiqin hesabına kəmərdə radial (σ_r), həlqəvi (σ_h) və uzununa (σ_u) gərginliklər əmələ gəlir (şəkil 4.2).



Şəkil 4.2. Boru kəmərində yaranan gərginliklərin paylanması

Həlqəvi gərginlik əsasən daxili təzyiqdən yaranır və $\sigma_h = P \cdot D/(2\delta)$ ifadəsi ilə təyin edilir.

Burada P-daxili təzyiq; D-borunun daxili diametri; δ-borunun divarının qalınlığıdır.

Uzununa gərginliyin yaranmasına səbəb olan əsas amillər aşağıdakılardır:

- daxili təzyiqin təsiri hesabına əmələ gələn uzununa gərginlik $\sigma_u = \mu \cdot \sigma_h = \mu \cdot P \cdot D/(2\delta)$, harada ki, μ-Puasson əmsalı olub, polad üçün $\mu = 0,3$. Əgər boru kəməri oxu boyu sərbəst yerini dəyişə bilirsə, onda $\sigma_h = P \cdot D/(2\delta)$;
- temperaturun dəyişməsi zamanı yaranan uzununa gərginlik $\sigma_u = -E \cdot \alpha \cdot \Delta t$, harada ki, E-elastiklik əmsalı; α-xətti genişlənmə əmsalı; $\Delta t = t - t_ç$-temperaturlar fərqi; t və $t_ç$-uyğun olaraq baxılan halda və çəkiliş vaxtı borunun divarının temperaturudur. Polad üçün $E = 2,06 \cdot 10^5 MPa$; $\alpha = 12 \cdot 10^{-6}\, 1/{}^0S$;
- əyilmədən yaranan uzununa gərginlik isə $\sigma_u = \pm ED_x/(2\rho)$, harada ki, D_x-boru kəmərinin xarici diametri; ρ-əyilmə radiusu; $(+)$ işarəsi dartılma, $(-)$ işarəsi isə sıxılma hallarını göstərir. Bir qayda olaraq əyilmədən gərginlik boru kəməri trasın döngələri, yüksək və alçaq nöqtələrdən keçərkən baş verir.

Beləliklə, müxtəlif mənşəli uzununa gərginlik aşağıdakı kimi müəyyən edilir:

$$\sigma_u = \mu \frac{PD}{2\delta} - E\alpha\Delta t \pm \frac{ED}{2\rho}$$

Radial gərginliklər (σ_2) az olduğu üçün hesablamalarda nəzərə alınmır.

Boru kəmərlərinin möhkəmliyə hesablanması zamanı torpağın təzyiqi, həmçinin kəmərə təsir edə biləcək hərəkətdə olan yüklər (traktorlar, kənd təsərrüfatı maşınları, avtomobillər və s.) də nəzər alınmır. Bu xarici yüklər az olmaqla yanaşı daxili təzyiqlə kompensasiya olunur.

Boru kəmərinin möhkəmliyə hesablanmasında məqsəd kəmərin tab gətirə biləcəyi yükü və ya əksinə, verilən yükə uyğun borunun divarının qalınlığının təyin edilməsindən ibarətdir:

Magistral boru kəmərlərinin möhkəmliyə hesablanması limit vəziyyəti üsulu ilə həyata keçirilir. Limit vəziyyəti dedikdə elə vəziyyət başa düşülür ki, həmin halda artıq hesablanan konstruksiyanın normal istismarı mümkün olmur.

Magistral boru kəməri üçün gərginliyin axıcılıq həddinə çatması, onun iş qabiliyyətinin itirilməsi demək deyildir. Boru kəməri, onda gərginlik möhkəmlik həddinə çatana kimi müvəffəqiyyətlə istismar edilə bilər. Boru kəmərini möhkəmliyə hesablayarkən onun en kəsiyinin ideal olaraq dairəvi olması qəbul edilir və ancaq əsas təsir hesab edilən daxili təzyiq nəzərə alınır. Beləliklə, möhkəmlik şərti $n \cdot P \cdot D \le R_1 \cdot 2\delta$, harada ki, n-yükə görə etibarlılıq əmsalı və R_1-hesabi müqavimətdir. Möhkəmlik şərtində $D = D_x - 2\delta$ olduğunu nəzərə alsaq, onda borunun qalınlığının hesablanması üçün aşağıdakı ifadəni alarıq:

$$\delta = \frac{n \cdot P \cdot D_x}{2(R_1 + nP)}$$

Ox boyu uzununa sıxılan gərginliklər olduqda borunun divarının qalınlığı:

$$\delta = \frac{n \cdot P \cdot D_x}{2(\psi_1 \cdot R_1 + nP)},$$

$$R_1 = R_1^n m / k_1 \cdot k_e$$

Burada R_1^n-normativ müqavimət olub müvəqqəti gərginliyə bərabərdir $(R_1^n = \sigma_{müv})$; m-boru kəmərinin iş şəraiti əmsalı; k_1-material üzrə etibarlılıq əmsalı; R_e-kəmərin təyinatı üzrə etibarlılıq əmsalı; ψ_1-borunun ikioxlu gərginlik vəziyyətini nəzərə alan əmsal olub aşağıdakı ifadədən tapılır:

$$\psi_1 = \sqrt{1 - 0,75(|\sigma_{u.n}| / R_1)^2} - 0,5|\sigma_{u.n}| / R_1 ,$$

$$\sigma_{u.n} = -\alpha E \Delta t + \mu \cdot n \cdot P \cdot D / (2\delta_n),$$

Burada Δt-hesabi temperaturlar fərqi; δ_n-boru divarının nominal qalınlığıdır.

Möhkəmliyə hesablama zamanı boru divarının qalınlığının qiyməti dövlət standartları və ya texniki şəraitlərlə nəzərdə tutulan yaxın yuxarı qiymətə qədər yuvarlaqlaşdırılır.

Əgər boru kəmərinin uzunluğu boyu daxili təzyiqin azaldığını nəzərə alsaq, onda tikintisi aparılan boru xəttinin dəyişən qalınlıqlı olması (o cümlədən, trasın relyefi nəzərə alınmaqla) metal sərfini azaltmaq baxımından xeyli səmərə əldə etməyə imkan verir.

Məsələ: Tutaq ki, xarici diametri $D_x = 720\ mm$ olan və $P = 5,0\ MPa$ təzyiq altında neftin nəqli üçün nəzərdə tutulan borunun qalınlığının təyin olunması tələb olunur. Borunun materialı 14XQS markalı və müvəqqəti gərginliyi $\sigma_{müv} = 500\ MPa$ olan poladdan ibarətdir. Axıcılıq həddi $\sigma_a = 350\ MPa$.

Əvvəlcə hesabi müqaviməti (R_1) tapırıq:

$$R_1 = \frac{R_1^n \cdot m}{k_1 \cdot k_n} = \frac{500 \cdot 0,9}{1,34 \cdot 1,05} = 336\ MPa$$

Qeyd edək ki, tikinti normalarına uyğun olaraq $R_1^n = 500\ MPa$; $m = 0{,}9$; $k_1 = 1{,}34$ və $k_n = 1{,}05$ qəbul edilmişdir.

Borunun divarının qalınlığı:

$$\delta = \frac{n \cdot P \cdot D_x}{2(R_1 + nP)} = \frac{1{,}1 \cdot 5{,}0 \cdot 720}{2(336 + 1{,}1 \cdot 5)} = 5{,}8\ mm = 6mm$$

Plastik deformasiyanın baş verə bilməsini yoxlayaq. Bunun üçün yaranan həlqəvi gərginliyi hesablayırıq:

$$\sigma_h = \frac{n \cdot P \cdot D_d}{2\delta} = \frac{1{,}1 \cdot 5{,}0 \cdot (0{,}720 - 2 \cdot 0{,}006)}{2 \cdot 0{,}006} = 324\ MPa$$

Göründüyü kimi, $324 < 336$ və $324 < 350$ olduğu üçün plastik deformasiyalar baş verməyəcəkdir.

4.3. Magistral neft kəmərlərinin iş sxemləri

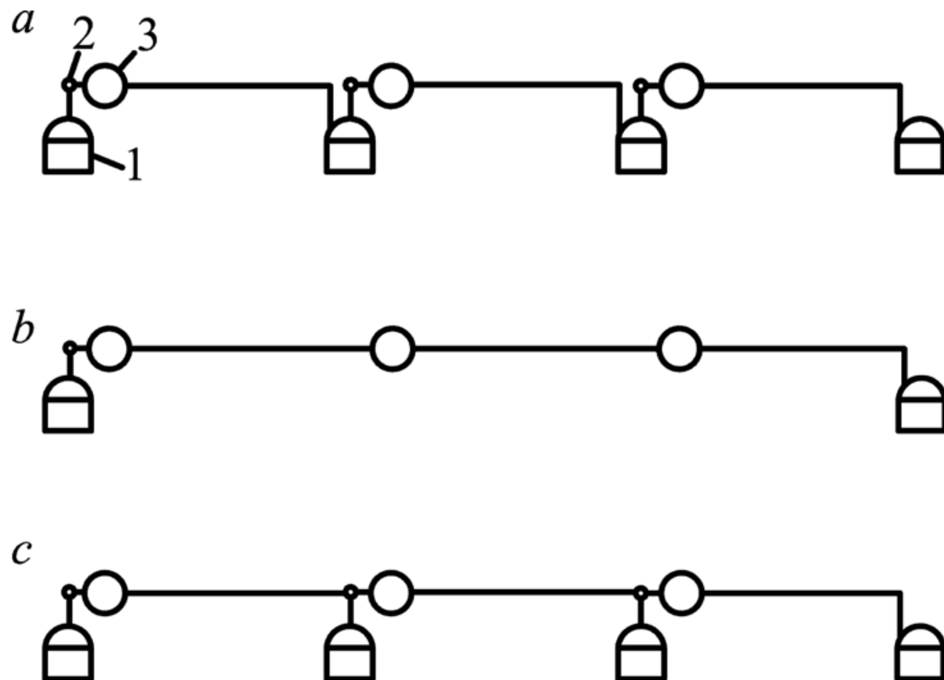
Magistral neft kəmərlərinin ən sadə iş sxemi aşağdakı şəkildə təqdim oluna bilər. Cənlərdə saxlanılan neft köməkçi basqı altı nasoslarla götürülərək magistral nasosların qəbuluna verilir. Magistral nasoslar boru kəmərində müəyyən təzyiq yaradır və bu təzyiq mayenin kəmərdə yerdəyişməsi zamanı getdikcə azalır.

Boru kəmərinin sonunda çən parkı olur və boru kəmərindən neft oraya daxil olur (şəkil 4.3, a). Bu nəql sxemi «tutumdan» adlanır. Neft kəmərinin bu sxem üzrə işi zamanı aşağıdakı şərtlər ödənilməlidir:

- köməkçi basqıaltı nasoslara nisbətən çənlərin yerləşməsi nasosların işi üçün lazım olan təzyiq ehtiyatını təmin etməlidir;

basqıaltılı nasosların yaratdığı təzyiq magistral nasosların kavitasiya ehtiyatından yüksək olmalıdır;

- basqıaltı və əsas magistral nasosların verimi bir-birinə yaxın olmalıdır;
- magistral nasosların yaratdığı təzyiq boru kəmərində müqaviməti dəf etməyə kifayət etməlidir;



Şəkil 4.3. Magistral neft kəmərinin iş sxemləri

a-«tutumdan; b – «nasosdan nasosa»; c-işə qoyulmuş tutumla; 1-çən parkı; 2-basqıaltılı nasoslar; 3- magistral nasosxana.

- baxılan texnoloji sxemdə nasoslarla yaradılan bütün basqı boru kəmərində itkiyə sərf olunduğu üçün nasosların işçi nöqtəsi stansiya və kəmərin Q-H xarakteristikalarının kəsişmə nöqtəsinə uyğun təyin edilir.

«Tutumdan» sxemi üzrə iş zamanı «böyük nəfəsalma» hesabına neftin yüngül fraksiyalarının xeyli itkisi baş verir (çənlərin dolması zamanı havanın çəndən çıxardılması hesabına). Bu texnoloji sxem neft kəmərlərinin tikilməsinin ilk illərində geniş tətbiq olunmuşdur. Bu sxemə uyğun olaraq hər nasos

stansiyasında çənlər parkı tikilir ki, əvvəlki stansiyadan gələn neft tutumlara doldurulsun.

Qeyd olunan nəql sxemi üzrə iş zamanı boru kəmərinin hər bir hissəsinin buraxma qabilliyyəti və təzyiq ancaq nasosların, boru kəmərinin və nəql olunan mayenin xarakteristikalarından asılıdır. Hər bir hissə hidravliki parametrlərə görə bir-biri ilə əlaqəli deyil. Ayrı-ayrı hissələrin buraxma qabiliyyətinin qeyri bərabərliyi çənlərdə yığılan neftin hesabına kompensasiya edilir. Bu sxem kəmərlərin istismarı zamanı çox sadə sxem hesab edilir. Ancaq bir sıra çatışmayan cəhətləri vardır. Birinci, hər nasos stansiyasında çənlər parkı və basqıaltı ilə işləyən nasosxana tikmək tələb olunur. İkincisi, hər hansı bir stansiyanın işdən dayanması praktiki olaraq bütün boru kəməri ilə nəqlin dayanmasına səbəb olur. Çünki boru kəmərinin buraxma qabiliyyəti ilə, müqayisədə çənlərdə neft ehtiyyatları çox azdır. Üçüncüsü hər bir nasos stansiyasında əvvəlcə neft çənləri doldurur, sonra isə nəql üçün kəmərə vurulur: Nəticədə aparılan bu əməliyyatlar hesabına çənlərdə «böyük nəfəsalma» hesabına xeyli neft itkiləri baş verir.

Hal-hazırda ən geniş yayılmış nəql sistemi «nasosdan nasosa iş sxemi hesab edilir (şəkil 4.3, b). Bu sxemə uyğun olaraq bütün boru kəməri uzunluğu 400-600 km olan bir neçə sahələrə ayrılır. Hər bir sahənin başlanğıcında çənlər parkı, basqıaltı və magistral nasosxanaları olan nasos stansiyaları tikilir. Müəyən məsafədən sonra kəmərdə aralıq nasos stansiyaları (3-dən 10-dək) tikilir. Nasos stansiyasından neft təzyiq altında birbaşa sonrakı aralıq stansiyanın nasoslarının qəbuluna verilir. Bu zaman məsafə elə seçilir ki, aralıq stansiyaya daxil olan neftin təzyiqi magistral nasos qurğularının kavitasiya ehtiyatından çox olsun. Bu təzyiqə aralıq stansiyanın yaratdığı basqı da əlavə olunur və neft boru kəməri ilə sonrakı stansiyaya doğru hərəkət edir və buradan birbaşa nasos qurğularının qəbuluna daxil olur. Bu

qayda ilə aralıq stansiyalardan keçən neft sonda tutuma (çənə) daxil olur. Qeyd olunan iş sxemi üzrə hissələrdə olan bütün nasoslar öz aralarında bir maye axını ilə birləşmiş olur. Odur ki, hər nasos stansiyasının iş şəraiti digər stansiyaların işinə təsir edir və bütün stansiyaların iş rejimi ilə birləşmiş olur.

Qeyd olunan sxemlərlə yanaşı aralıq bir sxem-isə qoşulmuş tutumla sxemi də mövcuddur (şəkil 4.2, c). Bu sxemə uyğun olaraq boru kəmərinin son hissəsi bilavasitə basqıaltı ilə işləyən nasosxananın girişinə birləşir və həmin nöqtəyə çən də qoşulur. Çənin həmin yerə qoşulması hesabına təzyiq həmişə sabit saxlanılır. Bu nöqtədə təzyiq ancaq çəndə olan səviyyənin mümkün dəyişmələri hesabına dəyişilir. Çənin tutumundan istifadə olunması sahəsində neft kəmərinin əlaqəli hissələrində verimin dəyişilməsi kompensasiya edilir. Verim çox olduqda əvvəlki hissədə çən dolur, sonrakı hissədə isə çən boşalır. Bu texnoloji nəql sxeminin «nasosdan nasosa» sxemi ilə müqayisədə üstün cəhəti ondan ibarətdir ki, başlanğıcda olan diferensial basqıdan tam istifadə etmək mümkündür. Bu iş sxeminin çatışmayan cəhəti isə çənlərin və basqıaltı nasosxananın tikilməsinin vacib olmasındadır. Digər nəql sxemi - «tutumdan» sxemi ilə müqayisədə bu sxemin üstünlüyü ondan ibarətdir ki, burada çənlərdə neft itkilərini azaltmaq mümkündür.

4.4.   Neft kəmərlərinin hidravliki hesablanması

Magistral neft və ya neft məhsulları kəmərinin hidravliki hesablanmasının aparılmasında əsas məqsəd boru kəmərinin uzunluğu boyu cəm basqı (təzyiq) itkilərinin, nasos stansiyalarının sayının tapılmasından və stansiyaların kəmərin trası boyu yerləşdirilməsindən ibarətdir.

Neft kəmərinin hidravliki hesablanması üçün əsas verilən kütlə sərfi (G) və ya həcm sərfi (Q) hesab edilir. Burada $G = \rho \cdot Q$ ($\rho -$neftin sıxlığıdır).

Kəmərdə neftin orta hərəkət sürəti (υ) aşağıdakı kimi tapılır:

$$\upsilon = \frac{Q}{F} = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4G}{\pi D^2 \rho} \tag{4.1}$$

burada, D və $F -$uyğun olaraq borunun diametri və en kəsik sahəsidir.

Dairəvi en kəsikli boruda sürtünməyə sərf olunan basqı itkisi ***Darsi-Veysbax düsturu*** ilə təyin edilir.

$$h = \lambda \frac{L}{d} \frac{\upsilon^2}{2g} \tag{4.2}$$

Burada $\lambda -$hidravliki müqavimət əmsalı; $g -$sərbəstdüşmə təcilidir.

Kəmərdə axının hərəkəi rejimi ***Reynolds ədədi*** ilə xarakterizə olunur və aşağıdakı kimi tapılır:

$$\mathrm{Re} = \frac{\upsilon \cdot D}{\nu} = \frac{4Q}{\pi D \nu} = \frac{4G}{\pi D \mu}, \tag{4.3}$$

burada, ν və $\mu -$uyğun olaraq neftin kinematik və dinamik özlülüyüdür.

Laminar axın rejimi üçün, yəni $\mathrm{Re} < 2300$ qiymətlərdə hidravliki müqavimət əmsalı ***Stoks düsturu*** ilə hesablanır:

$$\lambda = \frac{64}{\mathrm{Re}} \tag{4.4}$$

Turbulent axın rejimi, $\mathrm{Re} > 2300$ qiymətlərinə uyğundur və üç zonaya ayrılır. Bunlar aşağıdakılardır:

1. Hidravliki hamar sürtünmə zonası. Bu zona üçün hidravliki müqavimət əmsalı ancaq $\mathrm{Re}-$dan asılı olaraq dəyişilir $[\lambda = f(\mathrm{Re})]$.

2. Qarışıq sürtünmə zonası (λ həm $\mathrm{Re}-$dən, həm də borunun daxili səthinin nisbi kələ–kötürlüyündən ε asılı olur). Nəzərə alsaq ki, $\varepsilon = \frac{k_e}{D}$,

burada k_e – ekvivalent kələ–kötürlükdür, onda qarışıq sürtünmə zonası üçün $\lambda = f\left(\mathrm{Re}, \frac{k_e}{D}\right)$ yazmaq olar.

3. Kvadratik sürtünmə zonası (λ yalnız nisbi kələ – kötürlükdən asılıdır).

Yəni, funksional olaraq $\lambda = f\left(\frac{k_e}{D}\right)$. Bu zonaların sərhəddi təcrübə yolu ilə müəyyənləşdirilən Reynolds ədədinin aşağıdakı keçid qiymətləri hesab edilir:

Hidravliki hamar sürtünmə zonası

$$2300 < \mathrm{Re} < \mathrm{Re}_1$$

Qarışıq sürtünmə zonası (keçid zona)

$$\mathrm{Re}_1 < \mathrm{Re} < \mathrm{Re}_2 \qquad (4.5)$$

Kvadratik sürtünmə zonası

$$\mathrm{Re} > \mathrm{Re}_2 \qquad (4.6)$$

Reynolds ədədinin keçid qiymətləri olan Re_1 və Re_2 aşağıdakı ifadələrə əsasən hesablanır.

$$\mathrm{Re}_1 = \frac{10}{\varepsilon}, \quad \mathrm{Re}_2 = \frac{500}{\varepsilon} \qquad (4.7)$$

Hamar sürtünmə zonası üçün hidravliki müqavimət əmsalı ***Blazius düsturuna*** əsasən hesablanır.

$$\lambda = 0{,}3164 / \mathrm{Re}^{0,25} \qquad (4.8)$$

Qarışıq sürtünmə zonasında λ – nı hesablamaq üçün ***Altşul düsturundan*** istifadə etmək məsləhətdir.

$$\lambda = 0{,}11(\varepsilon + 68/\mathrm{Re})^{0,25} \qquad (4.9)$$

λ – nın hesablanması üçün ***İsayev düsturunu*** da tətbiq etmək olar.

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -1{,}8\lg\left[\frac{6{,}8}{\text{Re}} + \left(\frac{\varepsilon}{3{,}7}\right)^{1{,}11}\right] \tag{4.10}$$

Kvadratik sürtünmə zonasında $\lambda -$nın qiyməti ***Şifrinson düsturu*** ilə təyin edilir.

$$\lambda = 0{,}1 \cdot \varepsilon^{0{,}25} \tag{4.11}$$

$\lambda -$nın təyini üçün Nikuradze düsturundan da istifadə etmək olar.

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1{,}74 - 2\lg 2\varepsilon \tag{4.12}$$

Stoks, Blazius və Şifrinson düsturlarını aşağıdakı ümumi formada yazmaq olar:

$$\lambda = \frac{A}{\text{Re}^m} \tag{4.13}$$

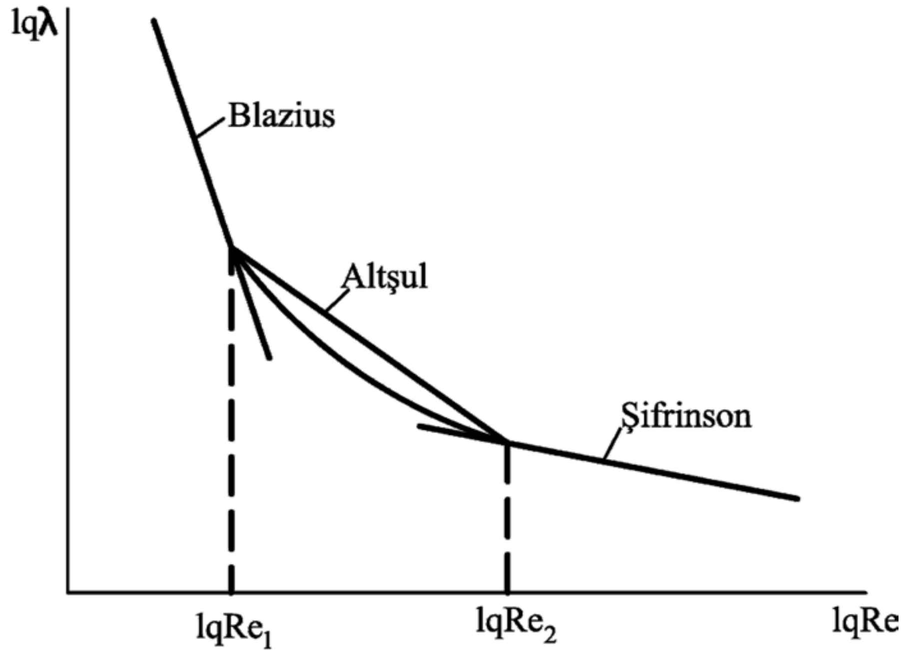
Əgər (4.13) və $\text{Re} = \frac{4Q}{\pi D \nu}$ ifadələrini Darsi–Veysbax (4.2) düsturunda nəzərə alsaq, ***ümumiləşdirilmiş Leybenzon düsturunu*** alarıq

$$h = \beta \frac{Q^{2-m} \cdot \nu^m \cdot L}{D^{5-m}} \tag{4.14}$$

burada, m və $\beta -$hərəkət rejiminini xarakteristikaları və ya rejim göstəriciləridir və qiymətləri cədvəl 1.1.– də (1-ci fəsil) göstərilib.

$$\beta = \left(\frac{4}{\pi}\right)^{2-m} \cdot \frac{A_1}{2g} \tag{4.15}$$

(4.13) ifadəsi $\lg\lambda = f(\lg \text{Re})$ loqarifmik koordinatlarda düz xətt şəklində göstərilən rejimləri yaxşı ifadə edir (şəkil 4.4). Həmin düz xətlərin $\lg \text{Re}$ oxuna olan mailliyinin tangensi $m -$ə bərabərdir.



Şəkil 4.4. $\lg\lambda = f\lg(\mathrm{Re})$ ***asılılığının qrafiki***

Şəkildən göründüyü kimi Blazius və Şifrinson zonasından fərqli olaraq qarışıq zona üçün hərəkət rejiminin göstəricisi m dəyişən qiymətə malikdir. Ancaq buna baxmayaraq çox da böyük olmayan xətt ilə ümumiləşdirilmiş Leybenzon düsturunu bu zona üçün də tətbiq etmək olar

($A = A_1 = 10^{0,127\lg k/D - 0,627}$; $m = 0,123$).

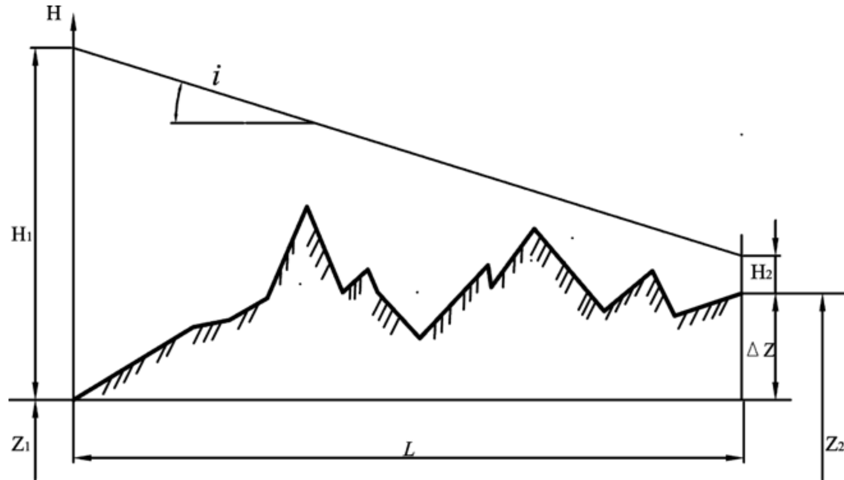
4.5. Hidravliki maillik

Neft kəmərinin vahid uzunluğunda sürtünməyə düşən basqı itkisinə ***hidravliki maillik*** deyilir. Hidravliki maillik aşağıdakı kimi hesablanır:

$$i = \frac{h}{L} = \frac{\lambda}{D} \cdot \frac{\upsilon^2}{2g} = \beta \frac{Q^{2-m} \cdot \nu^m}{D^{5-m}} \qquad (4.16)$$

Hidravliki mailliyin təyin olunması sxemi şəkil 4.5–də göstərilib. Həmin düz xətlərin $\lg\mathrm{Re}$ oxuna olan mailliyinin tangensi m – ə bərabərdir.

Əgər kəmərin diametri sabitdirsə, yerli müqavimətlər yoxdursa, sərf uzunluq boyu dəyişmirsə, onda hidravliki mailliyin həndəsi mənası şəkildən göründüyü kimi H_1 və H_2 parçalarını birləşdirən düz xəttin maillik bucağının tangensi deməkdir.



Şəkil 4.5. Hidravliki mailliyin təyin olunması

Hidravliki mailliyin ən çox maraq doğuran mahiyyəti həndəsi yox, onun fiziki mənasıdır.

Hidravliki maillik vahid uzunluğa düşən basqı itkisi olduğu üçün kəmər-

lərin istismarı zamanı maillik xəttinin dəyişməsinə görə onların vəziyyəti (çirklənməsi və s.) haqqında fikir söyləmək mümkündür. Belə ki, əgər istismar getdikcə maillik artırsa, bu da boru kəmərinin çirklənməsi hesabına onun müqavimətinin artması deməkdir.

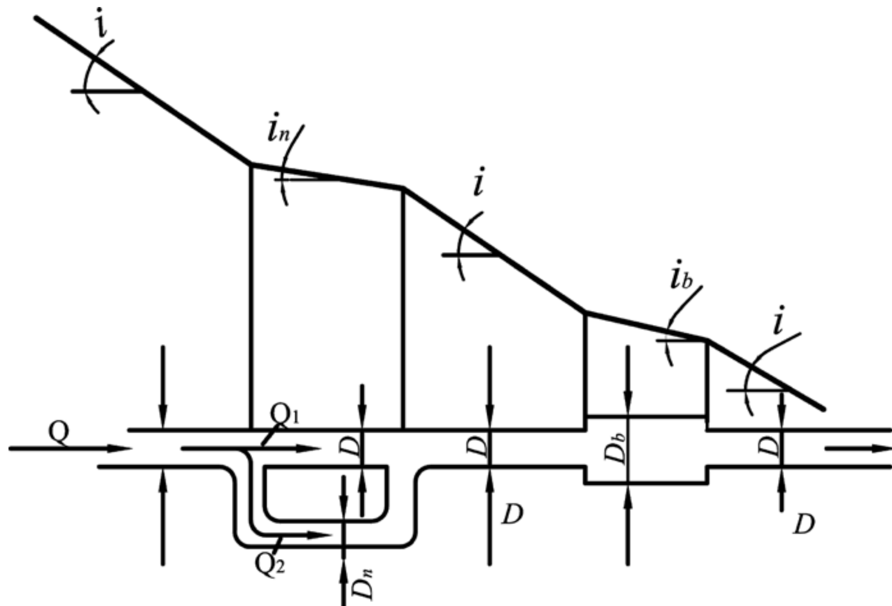
Hidravliki maillik xətti boru kəmərinin uzunluğu boyu basqının (təzyiqin) paylanmasını göstərir. Əgər neft kəmərinin trasının hansısa bir hissəsində kəmərə paralel olan boru xətti-lupinq çəkilib və ya başqa diametrli boru kəməri qoşulubsa, onda bu hissələrdə olan hidravliki mailliklər, magistral üçün olan maillikdən fərqli olacaqdır. Qeyd etmək lazımdır ki, lupinqlər və böyük diametrli boru xətlərini əsas magistrala qoşmaqda məqsəd boru kəmərinin hidravliki müqavimətini azaltmaqdan ibarətdir. Şübhəsiz ki,

fəaliyyətdə olan boru kəməri üçün lupinqin qoşulması daha çox realdır. Ancaq layihələndirmə zamanı tələb olunan effektin həm lupinqin, həm də böyük diametrli boru xəttinin qoşulması hesabına əldə olunması mümkündür.

Bu zaman əlverişli variant texniki-iqtisadi göstəricilərlə müəyyən edilir. Xüsusi hesablamalar göstərir ki, metal sərfinə görə bütün hallarda lupinqə nisbətən böyük diametrli boru xətlərinin qoşulması da əlverişlidir və bu zaman qoşulan xətlərin diametri kiçildikcə, metal sərfi də azalır.

Boru kəmərinin müxtəlif hissələrində hidravliki mailliyin necə dəyişməsi şəkil 4.6-da göstərilmişdir.

Şəkil-4.6-da göstərilən işarələmələrdən istifadə etməklə əsas magistral xəttin, lupinq və qoşqunun hidravliki mailliklәri arasında əlaqəni müəyyən etmək olar.



Şəkil 4.6. Boru kəmərinin müxtəlif hissələrində (lupinq və qoşqu olduqda) hidravliki mailliyin dəyişməsi

Magistral boru kəməri üçün hidravliki maillik;

$$i = \beta \frac{Q^{2-m} \cdot \nu^m}{D^{5-m}}$$

Lupinqli hissə üçün hidravliki maillik:

$$i_l = \beta \frac{Q_1^{2-m} \cdot \nu^m}{D^{5-m}} = \beta \frac{Q_2^{2-m} \cdot \nu^m}{D_l^{5-m}}$$

$Q_1 + Q_2 = Q$ olduğunu nəzərə alsaq

$$i_l = i \cdot w$$

Burada

$$w = \frac{1}{\left[1 + \left(\frac{D_\ell}{D}\right)^{5-m/2-m}\right]^{2-m}}$$

Əgər $D_l = D$ olarsa, onda $w = \frac{1}{2^{2-m}}$ olar.

Bu halda laminar, hamar sürtünmə və kvadratik rejimləri üçün w uyğun olaraq 0,5; 0,297 və 0,25 təşkil edəcəkdir.

Eyni qayda ilə qoşqular üçün

$$i_q = i \cdot \Omega, \qquad \Omega = \left(\frac{D}{D_q}\right)^{5-m}$$

Lupinqli boru kəməri üçün sürtünməyə sərf olunan basqı itkisi aşağıdakı kimi olacaqdır:

$$h_\tau = i(L - x) + i_l \cdot x$$

Burada x – lupinqin uzunluğudur.

$i_l = iw$ olduğunu nəzərə alsaq,

$$h_\tau = i[L - x(1 - w)]$$

Onda lupinqli boru kəməri üçün tam basqı itkisi

$$h = i[L - x(1 - w)] + \Delta z$$

Qoşqulu boru kəmərləri üçün basqı itkisi lupinqli boru kəmərində olduğu kimidir.

Boru kəmərinin xətti hissəsində yerli müqavimətlərdən (siyirtmə, kran, dönmələr və s.) yaranan basqı itkilərini təyin etmək üçün aşağıdakı (Veysbax) düstüründan istifadə edilir:

$$h_{y.m} = \xi_t \frac{\upsilon^2}{2g} \qquad (4.17)$$

burada, ξ_t – yerli müqavimət əmsalı olub, axının xarakteri və müqavimətin növündən asılıdır. Turbulent axın rejimi üçün yerli müqavimət əmsalının qiymətləri cədvəl 4.1. – də göstərilib.

Yerli müqavimət əmsalının qiymətləri laminar axın rejimində yerli müqavimətlərin növündən başqa, həm də axın rejiminin Re ədədinin qiymətindən də asılıdır. Laminar rejimdə yerli müqavimət əmsalı ξ_l aşağıdakı kimi təyin edilir:

$$\xi_l = \xi_t \cdot \varphi \qquad (4.18)$$

Burada, φ – düzləndirici funksiya olub, Re ədədindən asılıdır (cədvəl 4.2).

Cədvəl 4.1

Turbulent axın üçün yerli müqavimət əmsalı.

Boruya girişdə ***İti uclu*** ***Çənin daxilinə girdikdə*** ***Dönmə bucaqlı boru (45⁰ və 90⁰)*** ***Üç ağızlı boru*** ***Açıq sürüngəc***	*0,50* *0,60* *0,44* *1,32* *0,322* *0,15*
Neft məhsulları üçün: ***Açıq*** ***Tünd*** ***90⁰-li dönmə bucaqlı hamar dirsək***	 *1,70* *2,20*

Hamar keçid ***Birdən genişlənən axın*** ***Tıxaclı kran***	*0,23* *0,26* *1,00* *0,40*
Ventil: ***Adi*** ***Bucaqlı*** ***Kürəvi klapan*** ***I şəkilli kompensator***	 *2,5÷5* *0,80* *45,00* *0,80*

Cədvəl 4.2.

Laminar hərəkət rejimində yerli müqavimət əmsalı üçün düzləndirici funksiya

Re	φ	Re	φ
200	*4,20*	*1600*	*2,95*
400	*3,81*	*1800*	*2,90*
600	*3,63*	*2000*	*2,84*
800	*3,37*	*2200*	*2,48*
1000	*3,22*	*2400*	*2,26*
1200	*3,12*	*2600*	*2,12*
1400	*3,01*	*2800*	*1,98*

Yerli müqavimətlərə ekvivalent olan basqı itkisini boru kəmərinin uzunluğu ilə ifadə etmək olur.

$$L_e = \xi_t \cdot \frac{D}{\lambda} \tag{4.19}$$

Ekvivalent uzunluğun (L_e) köməyi ilə yerli müqavimətlərdə basqı itkisini real borulardakı sürtünmə itkisinə gətirilir və gətirilmiş uzunluq (L_g):

$$L_g = L_h + L_e \tag{4.20}$$

burada, $L_h -$boru kəmərinin həndəsi uzunluğudur. Hesabat zamanı Darsi - Veysbax və ya Leybenzon düsturlarında $L -$in əvəzinə L_g yazmaq lazımdır.

Qeyd etmək lazımdır ki, magistral neft kəmərləri üçün yerli müqavimətlərdən yaranan basqı itkisi sürtünməyə sərf olunan basqı itkisi ilə müqayisədə xeyli az olur. Bu itkilər, adətən, ümumi itkilərin 1-2 %-ni təşkil

edir. Texnoloji boru kəmərləri üçün yerli müqavimət itkiləri nəzərə çarpacaq dərəcədə olur və bu itkilərin hesablanması zəruridir.

Boru kəmərində tam basqı itkisi aşağıdakı kimi tapılır:

$$H = h + h_{y.m} \pm \Delta z = i \cdot L + h_{y.m} \pm \Delta z \qquad (4.21)$$

burada $\Delta z = z_2 - z_1$, harada ki, z_1 və z_2 - uyğun olaraq boru kəmərinin başlanğıc və son nöqtələrinin geodezik hündürlükləridir.

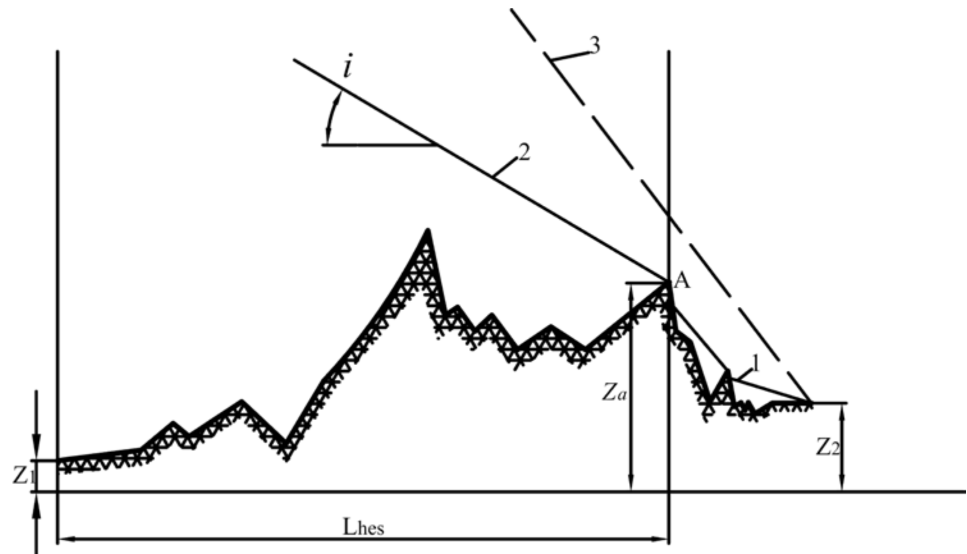
4.6. Neft kəmərinin sorma sahəsi, aşırım nöqtələri və hesabi uzunluğu.

Kəmərin nefti nasosa ötürən hissəsi ***sorma sahəsi*** adlanır. Sorma hissəsinə qoyulan əsas tələb ondan ibarətdir ki, bu hissənin heç bir nöqtəsində gərək təzyiq nəql olunan neftin buxar elastikliyi təzyiqindən aşağı olmasın. Əks halda aşağı təzyiqli nöqtələrdə neftin «qaynaması» baş verəcək və nəqli xeyli çətinləşdirən buxar tıxacları əmələ gələcəkdir. Sorma sahəsində, boru kəmərinin son nöqtəsində, yəni nasosun giriş borusunda təzyiqin aşağı düşməsi kavitasiya da yarada bilər. Kavitasiyalı iş rejimində buxar qabarcıqları ayrılır, sonradan parçalanır və nəticədə nasosda səs artır, yeyilmə çoxalır ki, bu da onun faydalı iş əmsalı və verimini azaltmış olur. Digər tərədən sorma xəttində təzyiqin çoxalması öz növbəsində vurma borusunda təzyiqin artmasına səbəb olur. Bu da kəmərə düşən mexaniki yükün artması deməkdir. Ona görə də sorma borusunda təzyiq ən kiçik olmaqla nasosun kavitasiyasız işini təmin etməlidir. Sorma xəttindəki buraxıla bilən basqını H_s ilə işarə etsək, onda $H_s = P_{b.e..} / (\rho g) + \Delta h_{kav}$ yazmaq olar. Burada $P_{b.e..}$ – nəql olunan neftin doymuş buxar elastikliyi təzyiqi; Δh_{kav} – buraxılabilən kavitasiya ehtiyatıdır.

Kəmərin trasının neftin son məntəqəyə öz axını hesabına daxil olması baş verən yüksək nöqtəsi ***aşırım nöqtəsi*** adlanır. Aşırım nöqtələrinin sayı bir neçə ola bilər (şəkil 4.7.). Kəmərin başlanğıcından ən yaxın aşırım nöqtəsinə kimi olan məsafə neft kəmərinin ***hesabi uzunluğu*** (L_{hes}) adlanır.

Aşırım nöqtəsi olan neft kəmərinin hidravliki hesablanması zamanı tam uzunluq deyil, hesabi uzunluqdan istifadə olunur. Bu zaman $\Delta z = z_2 - z_1$ qəbul edilir.

Aşırım nöqtəsini tapmaq üçün trasın son nöqtəsindən (K) profili kəsənə qədər hidravliki maillik xətti (1) keçirilir. Sonra isə (1) xəttinə paralel olan (2) xətti elə keçirilir ki, həmin xətt profilə toxunsun və heç yerdə onu kəsməsin. Bu zaman profilə toxunan həmin nöqtə aşırım nöqtəsi (A) olacaqdır. Əgər trasın son məntəqəsindən keçirilən hidravliki maillik xətti profilə heç bir nöqtədə toxunmur və onu kəsmirsə (3 qırıq- qırıq xətti), onda aşırım nöqtəsi yoxdur və hesablama üçün kəmərin tam uzunluğu qəbul



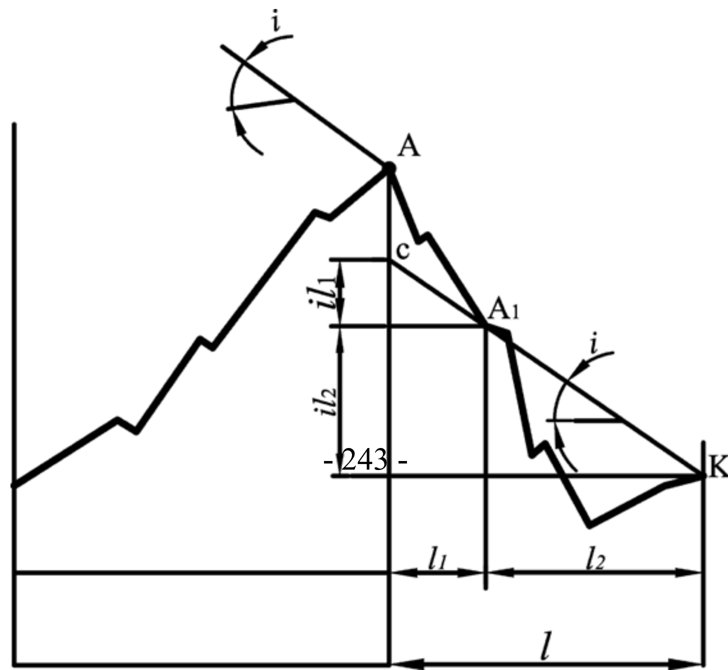
edilməlidir.

Şəkil 4.7. Aşırım nöqtəsini təyin etmək üçün sxem

Qeyd etmək lazımdır ki, aşırım nöqtəsi təkcə axırıncı nasos stansiyası ilə son məntəqə arasında deyil, aralıq nasos stansiyalarının arasına düşən profil hissəsində də ola bilər. Müvafiq profillərdə neft kəmərinin iş rejiminin dəyişməsi, hər hansı bir stansiyanın işdən dayandırılması və nəql olunan neftin özlülüyünün dəyişməsi zamanı aşırım nöqtəsinin yaranması mümkündür

Təcrübədə aşırım nöqtəsindən sonra neftin axını xeyli maraq doğurduğu üçün bu halı araşdıraq. Aşırım nöqtəsindən sonra neftin axmasının sxemi şəkil 4.8 - də göstərilib.

Şəkil 4.8-dən göründüyü kimi bu zonada uzunluğu l_1 olan AA_1 və uzunluğu l_2 olan A_1K sahələri ayırmaq olar. Hansı ki, A_1K hissəsində neftin öz- özünə axını A_1 və K nöqtələrinin hündürlükləri fərqinin hesabına təmin olunur və $\Delta z_{A_1-k} = i \cdot l_2$. AA_1 hissəsində isə, göründüyü kimi $\Delta z_{A-A_1} > i \cdot l_1$ və bu artım AC – yə bərabərdir. Bu isə basqılar balansının pozulması deməkdir. Yəni, Δz_{A-A_1} aktiv balans və $i \cdot l_1$ itirilən balans arasında fərq yaranır və aydın-



Şəkil 4.8. Aşırım nöqtəsindən sonra kəmərdə neftin axma sxemi

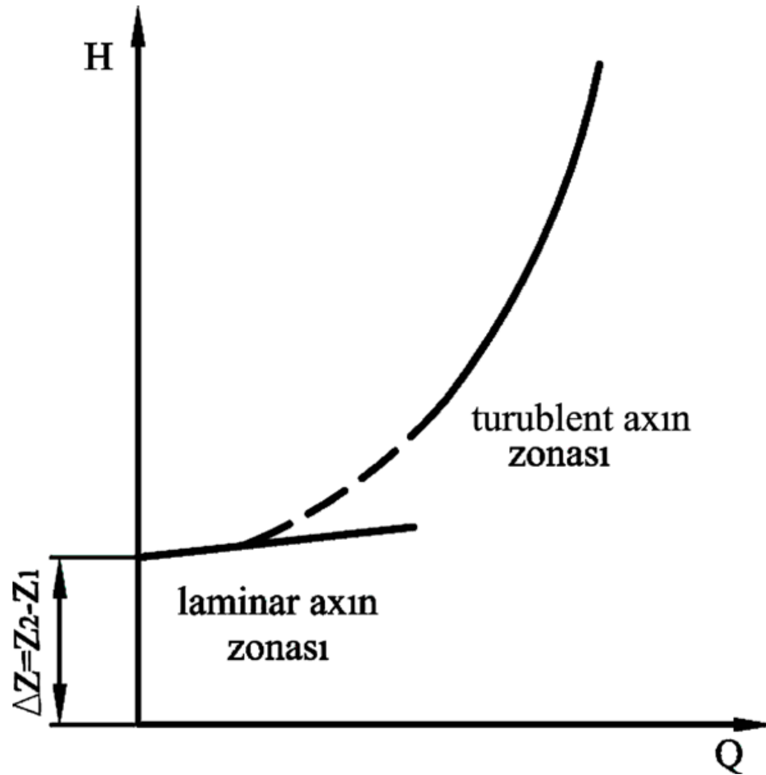
dır ki, bu zaman AA_1 hissəsində hidravliki maillik $i-$dən çox olmalıdır. Bu isə AA_1 hissəsində neftin hərəkət sürətinin artdığı zaman mümükündür. Kəsilməzlik tənliyinə əsasən $Q=\upsilon\cdot F$ olduğu və sürətin böyüməsi ilə axının canlı kəsik sahəsi (F) gərək azalsın. Deməli, aşırım nöqtəsindən sonra neftin boruda tam kəsik boyu hərəkəti müşahidə olunmayacaq və bu zaman AA_1 hissəsində neft borunun en kəsik sahəsinin bir hissəsini doldurmaqla hərəkət edəcəkdir. Bu zaman en kəsik boyu əmələ gələn bu boşluğu neftdən ayrılan qaz və buxarlar doldurulacaqdır. Məhz bu halın qarşısını almaq üçün, axının kəsilməzliyini saxlamaq məqsədilə son məntəqədə (və ya neftin daxil olduğu nasos stansiyasında) təzyiqi saxlamaq lazımdır ki, aşırım nöqtəsində müəyyən ehtiyat basqını təmin edə bilsin. Adətən, bu ehtiyat basqı 10 m təşkil edir.

4.7. Boru kəməri və nasos stansiyalarının xarakteristikaları. Cəm xarakteristika

Basqı itkisinin sərfdən asılılığına ***boru kəmərinin xarakteristikası*** deyilir. Bu asılılığın analitik ifadəsi qeyd olunduğu kimi

$$H = iL + \Delta z \text{ və ya } H = \beta \frac{Q^{2-m} \nu^m}{D^{5-m}} L + \Delta z \qquad (4.22)$$

Boru kəmərinin xarakteristikası şəkil 4.9- da göstərilmişdir.



Şəkil 4.9. Boru kəmərinin xarakteristikası

(4.22) ifadəsində ν, L, D kəmiyyətləri kəmərin xarakteristikasının dikliyini səciyyələndirir.

Nəql olunan mayenin özlülüyü, kəmərin uzunluğu çox, diametri isə az olduqca xarakteristikas ı daha dik olur. Hesabatlar zamanı heç də ehtiyac yoxdur ki, kəmərin xarakteristikası başlanğıc nöqtədən $(Q = 0)$ çəkilsin. Tam kifayətdir ki, xarakteristika 2 və ya 3 nöqtəyə əsasən (hətta sərfin kiçik diapazonda dəyişmələri olsa da) qurulsun.

Nasosun xarakteristikası dedikdə isə onun verimindən asılı olaraq yaratdığı basqının necə dəyişilməsini əks etdirən asılılıq başa düşülür.

Magistral neft kəmərlərində geniş istifadə olunan mərkəzdənqaçma nasosları üçün bu asılılıq aşağıdakı kimi istifadə olunur:

$$H = a - bQ^2$$

və ya

$$H = a - bQ^{2-m}$$

burada a və b-sabit kəmiyyətlər olub, uyğun olaraq sərfin sıfır qiymətindəki basqını və xarakteristikanın dikliyini göstərir. Adətən, nasosların xarakteristikaları təcrübi sınaqla su ilə işlədikdə əldə olunur. Nasos neftlə işlədikdə isə onun xarakteristikası daha dik olur və bu zaman neftə keçmək üçün xüsusi metodikadan istifadə olunur.

Mayenin sıxlığı demək olar ki, nasosun $Q-H$ xarakteristikasına təsir etmir, yəni sıxlığın dəyişməsi isə nasosun yaratdığı basqı dəyişilmir. Lakin nasosun çarxının diametrini (D), həmçinin fırlanma tezliyini (n) dəyişməklə onun xarakteristikasını dəyişmək mümkündür. Məlumdur ki,

$$\left.\begin{aligned} \frac{D^*}{D} = \frac{Q^*}{Q} \quad ; \quad \frac{D^*}{D} = \sqrt{\frac{H^*}{H}} \\ \frac{n^*}{n} = \frac{Q^*}{Q} \quad ; \quad \frac{n^*}{n} = \sqrt{\frac{H^*}{H}} \end{aligned}\right\} \tag{4.23}$$

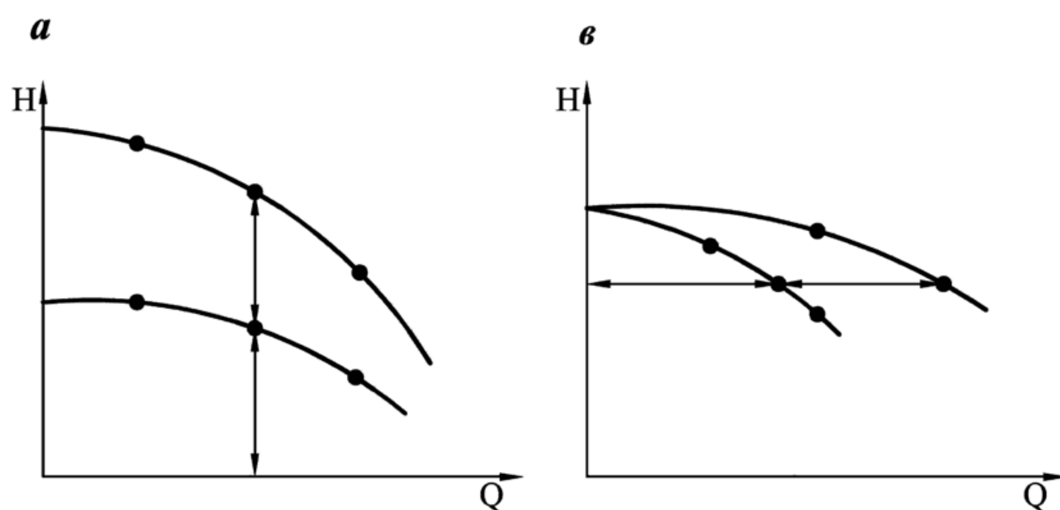
burada $*$ işarəsi ilə yeni dəyişilən şərait qeyd olunubdur.

Nasosun çarxını yonduqda $\left(D^* < D\right)$ və ya fırlanma tezliyini azaltdıqda $Q-H$ xarakteristikası aşağı düşür.

Əgər nasosun xarakteristikasının Q^* və H^* kordinatlı nöqtədən keçməsi zəruridirsə, onda çarxın diametrinin yonulmadan sonrakı qiymətini aşağıdakı kimi tapmaq olar:

$$D^* = D\sqrt{\frac{H^* + bQ^{*2}}{a}} \tag{4.24}$$

Məlumdur ki, magistral boru kamərlərində əksər hallarda 2 və daha çox nasoslardan istifadə olunması zərurəti yaranır. Bu zaman qrup halında birləşmiş nasosların xarakteristikasını ayrı-ayrı nasosların xarakteristikasını toplamaqla alırlar. Əgər nasoslar ardıcıl birləşibsə,eyni şərtdə basqıları, paralel birləşibsə, eyni basqıda şərtləri toplamaqla cəm xarakteristikaları təyin edirlər. Ardıcıl və paralel birləşən iki eyni tip nasos üçün cəm



xarakteristikanın qurulması şəkil 4.10-da göstərilib.

Şəkil 4.10. Ardıcıl (a) ***və paralel*** (b) ***birləşdirilmiş iki nasos üçün cəm xarakteristikasının qurulması***

Mərkəzdənqaçma nasosunun iş rejiminə onun işlədiyi boru kəmərinin xüsusiyyəti ilə birgə baxmaq lazımdır. Məlum olduğu kimi boru kəmərinin xarakteristikası dedikdə tam basqının kəmərdən keçən maye sərfi arasındakı qrafiki asılılıq nəzərdə tutulur.

Nasosun iş rejimini təyin etmək üçün onun boru kəməri ilə birgə xarakteristikasını qurmaq lazımdır.

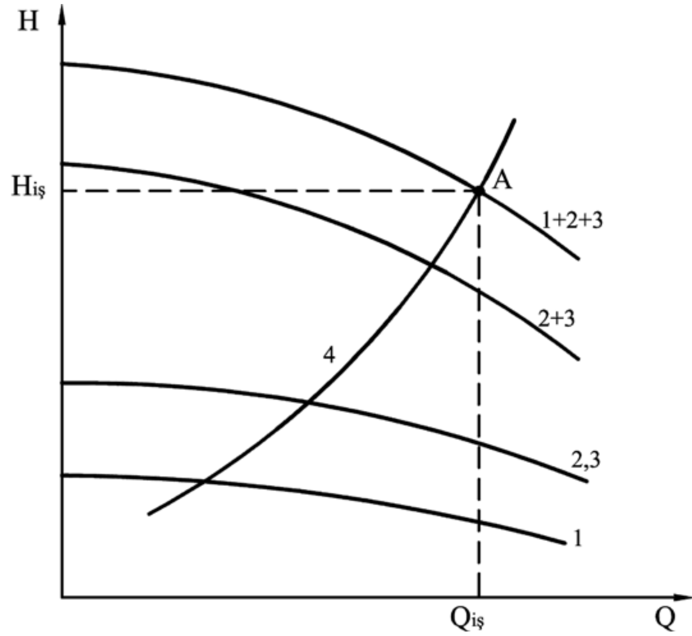
Kəsişmə nöqtəsi işçi nöqtəsi olacaq. Həmin nöqtənin koordinantları isə iş rejiminin göstəriciləri olacaqdır $(Q_{иш}\quad Щ_{иш})$.

Hər nasos stansiysında bir neçəköməkçi və əsas nasoslar olduğunu nəzərə alsaq, onların sayı və birləşmə sxemlərinə uyğun olaraq stansiyanın yaratdığı cəm basqının qrafiki olaraq tapılması şəkil 4.11- də göstərilmişdir. Şəkildə 1 köməkçi və 2 əsas markəzdənqaçma nasoslarının ardıcıl birləşdiyi hala uyğun nasos stansiyasının xarakteristikasının qurulması təsvir olunmuşdur.

Nasos stansiyası ilə boru kəmərinin birgə xarakteristikalarının qurulmasında əsas məqsəd stansiyanın işçi rejimini səciyyələndirən $Q_{иш}$ və $Щ_{иш}$ parametrlərini tapmaqdan ibarətdir. Cəm xarakteristikasında magistral kəmər və kollektor üçün buraxılabilən basqıları ($H_{mag.bur.}$, $H_{kol.bur}$) göstərən horizontal xətlər keçirilir ki, bu xətlərin yerləşmə hündürlüyü möhkəmlik şərtinə görə buraxılabilən basqılara uyğun gəlir (şəkil 4.12).

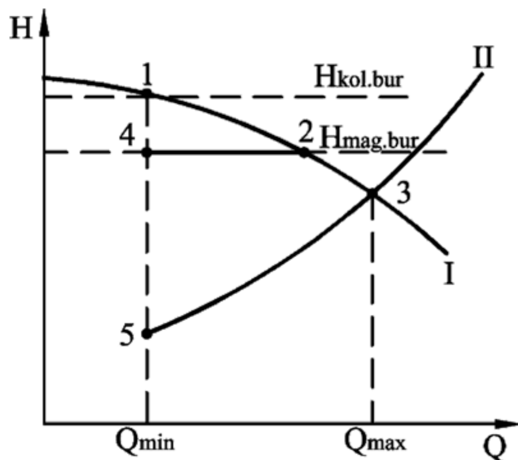
Nasos stansiyasının xarakteristikasının kollektor üçün təzyiqin məhdudlaşması xətti ilə kəsişmə nöqtəsi stansiyanın işləyə biləcəyi ən kiçik buraxma

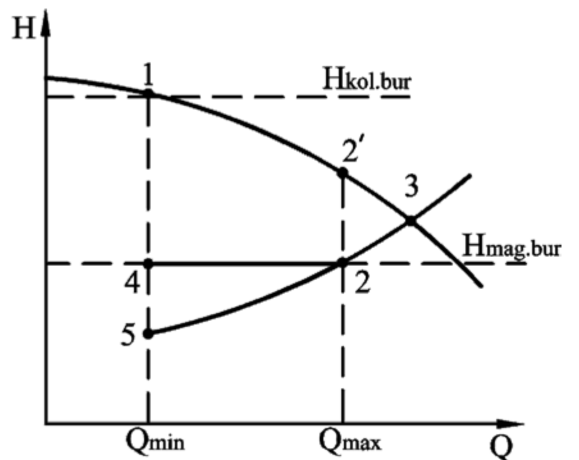
qabiliyyətini (Q_{min}) göstərir. Şəkil 4.12, a-da bu 1 nöqtəsidir. Bu sərfdən aşağı olan hallarda qoruyucu sistem işə düşür və stansiya dayanır. Stansiyanın xarakteristikasının magistral üçün buraxıla bilən təzyiqi məhdudlaşdıran xəttin kəsişmə nöqtəsi (şəkil 4.12, a-da 2 nöqtəsi) stansiya- nın təzyiq tənzimləyicisiz işləyə biləcəyi ən kiçik sərfin qiymətini müəyyən edir.



Şəkil 4.11. Nasos stansiyası və boru kəmərinin cəm xarakteristikası

1-köməkçi (basqıaltı ilə işləyən) nasosun xarakteristikası; 2,3- eyni tipli əsas mərkəzdənqaçma nasoslarının xarakteristikası; 1+2+3-nasos stansiyasının xarakteristikası; 4-boru kəmərinin xarakteristikası.





Şəkil 4.12. Cəm xarakteristikası

Aşağı sərflərdə təzyiq tənzimləyiciləri işə düşərək özündən sonra təzyiqi buraxılabilən həddə sabit saxlayır.

Beləliklə, şəkil 4.12, a-da 1-2-3 xətti nasos stansiyasının tam xarakteristikasının Q_{min} və Q_{max} -la məhşdudlaşan işçi zonasını, 4-2-3 xətti isə təzyiq tənzimləyicilərinin fəaliyyətini nəzərə alan xarakteristikanın işçi zonasını müəyyən edir.

Əgər magistralda təzyiqin məhdudlaşması xətti şəkil 4.12, b-də göstərildiyi kimi, 3 nöqtəsindən aşağı keçərsə, onda maksimal sərf bu xətlə boru kəməri xarakteristikasının kəsişmə nöqtəsi ilə təyin olunacaqdır. Bu nasos stansiyasının işçi zonası 1-2', təzyiq tənzimləyicilərinin işi nəzərə alınmaqla isə 4-2 parçasına uyğun gələcəkdir.

Şəkil 4.12- də göstərilən boru kəmrinin xarakteristikası (II) verilən sərfi reallaşdırmaq üçün «tələb olunan basqı»-nı müəyyən edir.

Nasos stansiyasının tam xarakteristikasında müəyyən edilən basqı ilə tələb olunan basqı arasındakı fərq «azad basqı» adlanır. Cəm xarakteristikada bu basqı stansiyanın tam xarakteristikası ilə boru kəmərinin xarakteristikası arasında şaquli parça ilə təsvir olunur. Sərbəst basqı stansiynın çıxışında təzyiq buraxılabilən təzyiqə bərabər və ya ondan kiçik olduqda tam şəkildə növbəti stansiyaya ötürülür.

Əgər magistralda təzyiqi məhdudlaşdıran xətt sərbəst basqını müəyyən edən şaquli parçanı kəsirsə və beləliklə onu iki hissəyə bölürsə, onda sonrakı nasos stansiyasına bu parçanın aşağı hissəsinə uyğun gələn basqı ötürülür. Bu zaman sərbəst basqınının qalan hissəsi (parçanın yuxarı hissəsi) tənzimləyicilər blokunda drosselləşdirilməlidir.

4.8. Nasos stsansiyasının əsas avavdanlıqlarının seçilməsi

Magistral neft və ya neft məhsulları kəmərlərinin əsas avadanlıqlarına nasos qurğularının özü və elektrik mühərrikləri aiddir. Əksər hallarda magistral kəmərlərdə mərkəzdənqaçma nasoslarından istifadə olunur və bu nasosların seçilməsi tələb olunan buraxma qabiliyyətinə görə və «mərkəzdənqaçma nasoslarının normal sırasına» uyğun olaraq həyata keçirilir. Nasosların kataloqunda onların xarakteristikaları suya görə verildiyindən, onlar özlülükləri suyunkundan çox olan neft və neft məhsulları üçün fərqli olacaqlar. Ona görə də bu xarakteristikaların neft və neft məhsulları üçün yenidən hesablanması vacibdir. Çünki kəmərdə özlülüyü suyun özlülüyündən çox olan neftin nəqli zamanı sürtünməyə sərf olan basqı itkisi çoxalır və nəticədə nasosun verimi, basqısı və faydalı iş əmsalı azalır, tələb olunan güc isə artır. Nasosun xarakteristikasında sudan neftə keçmək üçün şəkil 4.13-də göstərilən basqının K_b, nasosun veriminin K_q və f.i.ə. K_η əmsallarından istifadə olunur. Bu əmsallar şəkildə göstərildiyi kimi Re ədədindən asılı olaraq tapılır.

Re parametrini aşağıdakı kimi təyin edirlər

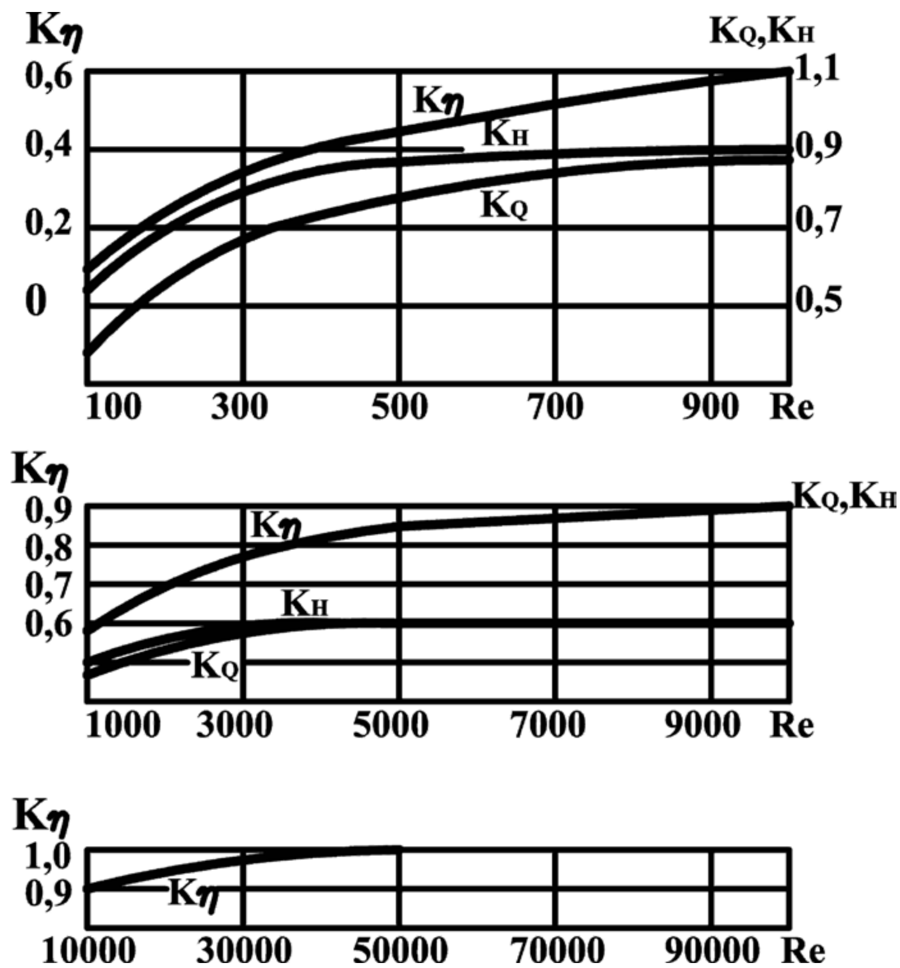
$$\mathrm{Re} = \frac{q_{nom}}{D_{ekv} \cdot \nu},$$

burada, q_{nom} – nasosun nominal verimi, m^3/s; D_{ekv} – nasosun işçi çarxının ekvivalent diametri, m;

$$D_{ekv} = \sqrt{4Db \cdot k}$$

harada ki, ν – nəql olunan mayenin özlülüyü, m^2/s; D – işçi çarxın xarici diametri, m; k – çıxışda işçi çarxın pərlərinin kəsiyin daralması əmsalı (adətən, $k = 0{,}9$ qəbul edilir).

Mərkəzdənqaçma nasoslarının optimal iş rejimlərini seçmək üçün texnoloji layihələndirmə normalarına əsasən nasosların basqısının nasosun



Şəkil 4.13. Mərkəzdənqaçma nasosların f.i.ə., sərfi və basqısına düzləndirici əmsalların Re-dən asılılıq qrafikləri

a – Re = 100 -1000; b – Re = 1000 -10000; c – Re = 10^4-10^5

işçi çarxını yonmaqla nasos stansiyasının tələb olunan basqısına uyğunlaşdırmaq lazımdır.

Bu zaman nasosların f.i.ə.-nın xeli azaldılmasının qarşısını almaq məqsədilə çarxın diametri 10 %-dən çox azaldılmamalıdır.

Yonmadan sonra nasosun işçi çarxının müvafiq ölçüləri aşağıdakı düsturlara əsasən müəyyən edilir:

$$H' = H\left(\frac{D'}{D}\right)^2,$$

$$D' = \sqrt{D^2\frac{H'}{H}}$$

burada, H və D – universal xarakteristikaya uyğun nasosun basqısı və işçi çarxının diametridir; H' və D' – çarx yonulduqdan sonra nasosun parametrləridir.

Nasosun valına düşən gücü (kvt ilə) təyin etmək üçün aşağıdakı ifadədən istifadə edilir:

$$N_n = \frac{Q \cdot H \cdot \rho \cdot 10^{-3} \cdot 9{,}81}{3600 \cdot \eta_n},$$

burada, Q – nasosun verimi, $m^3/saat$; H – nasosun basqısı; ρ – mayenin sıxlığı, kq/m^3; η_n – nasosun tam f.i.ə. (mayenin özlülüyü nəzərə alınmaqla).

Elektrik mühərrikinin ehtiyat əmsalı (k_e) və mühərrikin f.i.ə. ($\eta_{e.m}$) nəzərə alınmaqla güc aşağıdakı kimi tapılır:

$$N_{e.m.} = \frac{k_e \cdot N_n}{\eta_{e.m}}$$

Hesabalamalarda elektrik mühərrikinin gücü 500 kVt-a qədər olduqda ehtiyat əmsalı $k_e = 1{,}15$, güc 500 kVt-dan çox olduqda isə $k_e = 1{,}10$ qəbul edilir.

Nasos-güc qurğusunun tam f.i.ə. (η) nəzərə alınmaqla elektrik mühərrikinin gücünü aşağıdakı ifadəyə əsasən təyin etmək olur:

$$N = \frac{Q \cdot H \cdot \rho \cdot k_e}{102 \cdot \eta},$$

burada, $\eta = \eta_n \cdot \eta_{e.m}$.

4.9. Nasos stansiyalarının sayının təyini və kəmər boyu yerləşdirilməsi

Neft kəmərlərinin texnoloji hesabatının mühüm mərhələlərindən biri nasos stansiyalarının zəruri olan sayının tapılmasından ibarətdir. Nasos stansiyalarının sayının təyini və tras boyu yerləşdirilməsi bir qayda olaraq iki mərhələdə aparılır.

Əvvəlcə ilkin hesablamalar aparılır, sonra isə tutuşdurulma yolu ilə stansiyaların sayı dəqiqləşdirilir.

Ümumi şəkildə nasos stansiyalarının sayının təyini basqılar balansı tənliyinə əsaslanır.

$$\Delta h + n \cdot H_{st} = H$$

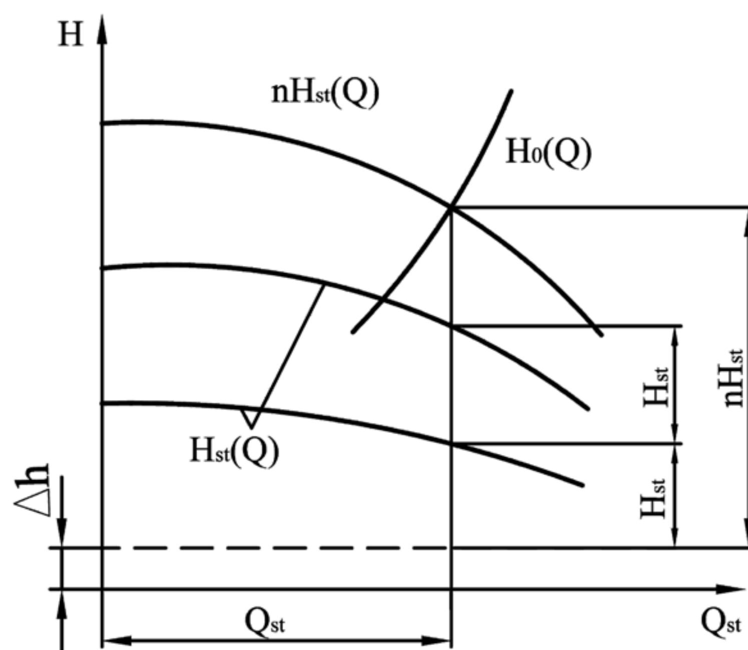
burada, $\Delta h -$ nasos stansiyasından əvvəl basqıaltı olub, tələb olunan buraxma qabiliyyətini təmin etmək üçündür; $n -$ nasos stansiyalarının sayı; $H_{st} -$ nasos stansiyasının yaratdığı basqı; $H -$ tam basqı itkisi olub, yuxarıda qeyd olunduğu kimi $H = h + h_{y.m} + \Delta z = iL + h_{y.m} + \Delta z$ ifadəsinə əsasən tapılır.

Basqılar balansı boru kəməri ilə nasos stansiyalarının birgə işini xarakterizə edir.

Kəmərlə nasos stansiyalarının cəm xarakteristikasının təsviri şəkil 4.14-də göstərilmişdir.

Şəkildən göründüyü kimi neft kəmərinin buraxma qabiliyyətinə Q, $nH_{st}(Q)$ və $H(Q)$ əyrilərinin kəsişmə nöqtəsi uyğun gəlir və optimal hesab edilir.

Basqılar balansı və nasoslarının veriminin kəmərdə neftin sərfinə bərabərliyi nəqlin material balansını xarakterizə etməklə, kəmər və nasos stansiyalarının vahid bir hidravliki sistem təşkil etdiyini göstərir.



Şəkil 4.14. Boru kəməri ilə nasos stansiyalarının cəm xarakteristikası (Q-H_{st})

Hər hansı bir stansiyanın iş rejiminin dəyişməsi qalan stansiyalar və kəmərin iş rejimini pozur. Ona görə də onların işinə həmişə birgə baxmaq lazımdır.

Beləliklə, tələb olunan nasos stansiyalarının sayı aşağıdakı kimi təyin edilir:

$$n = \frac{H - \Delta h}{H_{st}} \qquad (4.25)$$

Əgər nasos stansiyalarında basqıaltı işləyən mərkəzdənqaçma nasoslarından istifad olunacaqsa, onda kommunikasiyalarda da itən basqı nəzərə alınmaqla stansiyaların sayını tapmaq üçün:

$$n = \frac{H - \Delta h}{H_{hes} - \Delta h_1} \ , \qquad (4.26)$$

harada ki, H_{hes} – boru kəmərində hesabi basqı (təzyiq) olub, tətbiq olunan boruların möhkəmliyi nəzərə alınmaqla işçi təzyiqinə bərabər götürülür; $\Delta h_1 = \Delta h_1^{'} + \Delta h_1^{''}$ – əlavə basqı olub, yerli müqavimətlər də daxil olmaqla stansiyanın komunikasiya xətlərindəki basqı itkisi $\left(\Delta h_1^{'}\right)$ və nasosların kavitasiyasız işini təmin edən basqı altının $\left(\Delta h_1^{''}\right)$ cəmindən ibarətdir.

Təqribi hesablamalar üçün Δh_1 – in cədvəl 4.3-də göstərilən qiymətlərindən istifadə etmək olar.

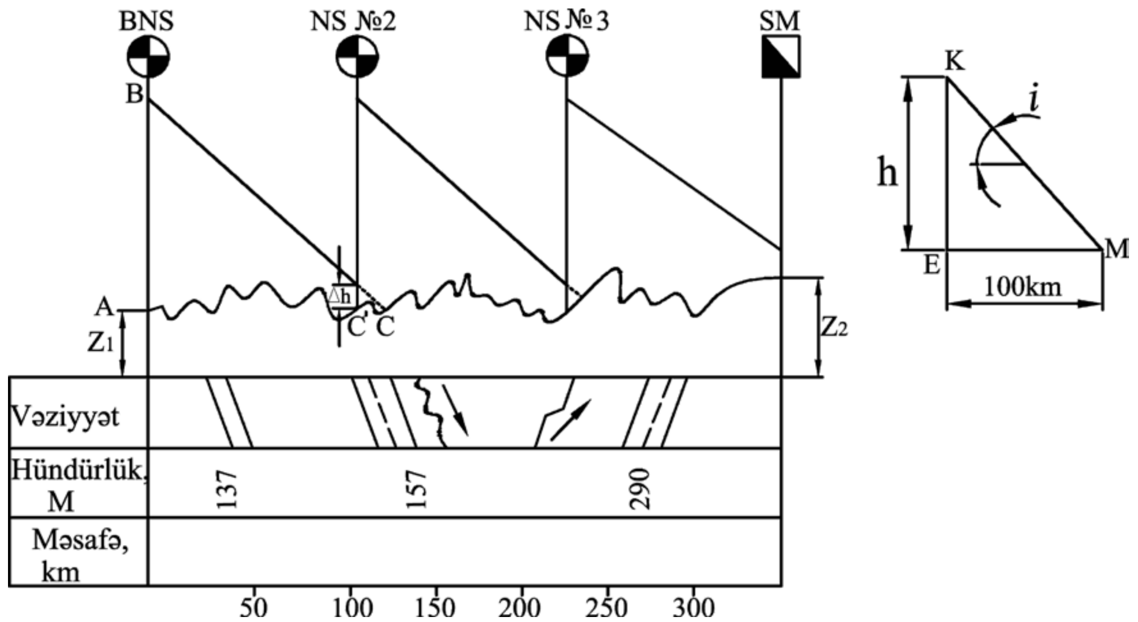
Cədvəl 4.3

Nasosun verimindən asılı olaraq Δh_1 – in dəyişilməsi.

Verim, $m^3 / saat$	Δh_1, m	***Verim,*** $m^3 / saat$	Δh_1, m	***Verim,*** $m^3 / saat$	Δh_1, m	***Verim,*** $m^3 / saat$	Δh_1, m
1250	*40*	*3600*	*50*	*7000*	*60*	*12000*	*100*
2500	*45*	*5000*	*55*	*10000*	*80*		

Neft kəmərlərinin trası boyu nasos stsansiyalarının yerləşdirilməsi qrafo-analitik yolla V.Q. Şuxov üsuluna uyğun olaraq aparılır. Bu zaman sonradan nasos stansyialarındakı təzyiq analitik yolla yoxlanılmalıdır. Stansiyaların sıxlaşdırılmış profilində yerləşdirilməsi qrafikini aşağıdakı kimi qururlar. Əvvəlcə qəbul olunan uzunluq və hündürlük miqyaslarına uyğun olaraq hidravliki maillik xəttini çəkirlər. Nəticədə, tərəfləri 100 km boru kəməri

hissəsində basqı itkisini əks etdirən EKM maillik üçbucağını alırlar (şəkil 4.15). Sonra sıxlaşdırılmış profildə hidravliki mailliyi i olan neft kəmərinin uzunluğu boyu nasos stansiyalarının yerini qeyd edirlər. Bunun üçün baş nasos stsansiyasının yerini A başlanğıc nöqtəsindən keçən şaquli xətdə miqyasa görə stansiynın basqısına (H_{st}) bərabər olan AB parçası qeyd olunur. B nöqtəsindən EKM üçbucağının hipetonuzuna-$KM-$ə parallel olan boru kəmərinin hidravliki maillik xətti çəkilir. Bu zaman bu xəttin trasın profili ilə kəsişmə nöqtəsi (C) nəzəri olaraq 2-ci nasos stansiyasının yerini müəyyən edəcəkdir.



Şəkil 4.15. Neft kəməri trasının sıxlaşdırılmış profilində nasos stansiyalarının yerləşdirilməsi

Əsas nasos qurğularının kavitasiyasız iş rejimi Δh basqısını tələb etdiyi üçün nasos stansiyasının faktiki yeri $C-$dən C' nöqtəsinə yerini dəyişəcəkdir (sola sürüşəcək). Növbəti stansiyanını yerinin tapmaq üçün həmin C' nöqtəsindən yenidən perpendikulyar xətt çəkilir, həmin xətt üzərində 2-ci

stansiyanın basqısı miqyasa uyğun olaraq qeyd edilir. Hidravliki maillik xətti keçirilir və trasın profili ilə kəsişmə nöqtəsinə əsasən 3-cü stansiyanın yerini müəyyən edirlər. Bu cür qurmalar sonrakı stansiyaların yerini tapmaq üçün də aparılır.

Nasos stansiyalarının yerini müəyyənləşdirdikdən sonra boru kəmərinin ayrı-ayrı sahələrinin buraxma qabiliyyətini bərabərləşdirmək məqsdilə onları yoxlayırlar. Bu məqsədlə nasos stansiyalarında uyğun zəruri olan basqını aşağıdakı düstura əsasən təyin edirlər:

$$H_{st} = il + \Delta z + \Delta h_1$$

İşçi nasosların sayını n' qəbul etsək, onda bir nasos üçün zəruri basqı $H_n' = \frac{H_{st}}{n'}$ olacaqdır. Stansiyanın iş rejimlərinin hesablanmasında məqsəd nasosların işçi çarxlarının diametrinin seçilməsi, stansiyanın girişi və çıxışında, həmçinin drosselləmə üçün nəzərdə tutulan basqıların təyin edilməsindən ibarətdir.

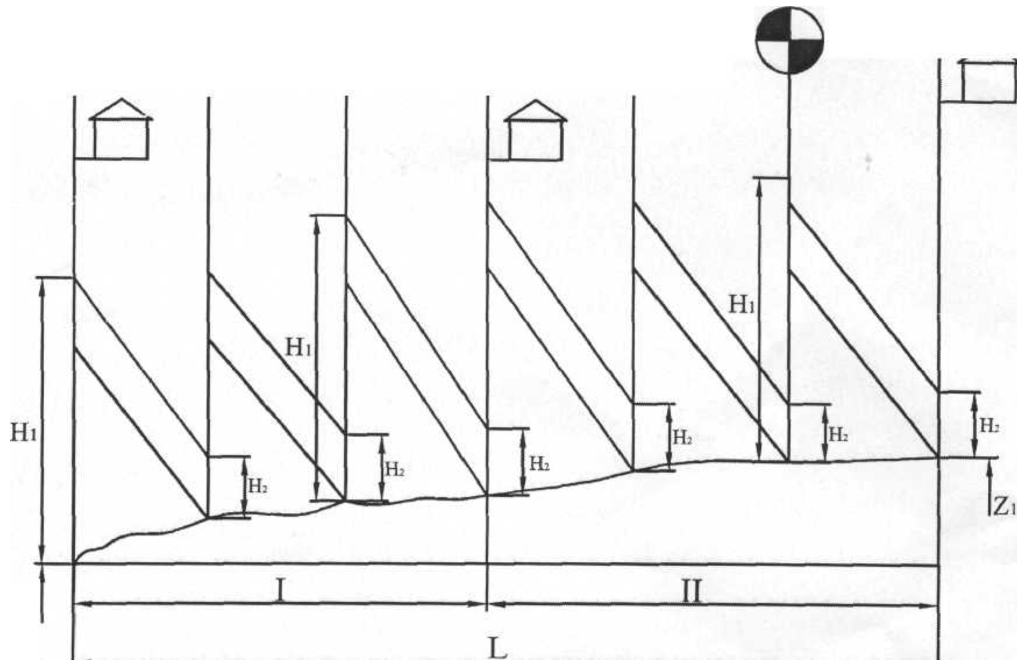
Qeyd etmək lazımdır ki, nasos stansiyalarının tras boyu yerləşdirilməsi üçün yuxarıda göstərilən sadə üsul kəmərin diametrinin uzunluq boyu sabit qaldığı, lupinqlərin olmadığı və nasos stansiyalarının sayının tam ədədə uğun gəldiyi hal üçün nəzərdə tutulmuşdur. Həqiqətdə isə nasos qurğularının xarakteristikaları və boru kəmərlərinin mövcud olan diametrləri nəzərə alınmaqla stansiyaların sayı tam deyil, kəsr şəklində də alına bilər. Ona görə də stansiyaların sayının minimal hesabi qiymətə bərabər qəbul etmək məqsədilə trasın uzunluğu boyu lupinqin qoyulmasından istifadə edilir. Tras boyu lupinqin qoyulmasından, həmçinin stansiyanın yerinin yaşayış məntəqəsinə yaxınlığı, su maneəsi və digər amillərlə bağlı olaraq dəyişdirilməsi zamanı da istifadə olunur.

Nasos stansiyalarında mərkəzdənqaçma nasosları deyil, porşenli nasoslardan istifadə olunduğu zaman stansiyaların tras boyu yerləşdirilməsi prinsipi dəyişməz qalır. Bu zaman fərq ondan ibarət olur ki, stansiyalardan əvvəl əlavə basqının yaradılması tələb olunmur. Bu halda da stansiyaların sayını aşağı yuvarlaqlaşdırdıqda lupinqin qoyulması tələb olunur.

Magistral neft kəmərlərinin layihələndirilməsi və istismar normalarına əsasən uzunluğu 800 km-dən çox olan kəmərlər üçün aralıq nasos stansiyalarında çənlər parkının tikilməsi də nəzərdə tutulur. Bu zaman istismar sahələrinin uzunluğu 400-km-dən çox olmamalıdır.

Stansiyalardakı çənlər parkının tutumu, boru kəmərinin gündəlik buraxma qabiliyyətinin $0{,}2 \div 0{,}5$ hissəsini təşkil etməlidir. Bu stansiyalarda köməkçi nasoslar qurulur və həmin stansiyalar öz sahələri üçün baş nasos stansiyaları hesab ounur.

Şəkil 4.16-da iki istismar sahəsinə malik olan magistarl neft kəmərinin sxemi göstərilmişdir.



Şəkil 4.16. İki istismar sahəsinə malik olan magistral neft kəmərinin sxemi

Nasosların eyni tipli olması şərtinə əsasən hər bir nasos stansiyası $H_1 = P_1/(\rho g)$ qədər basqı yaradır. Burada P_1 nasos stansiyasının yaratdığı təzyiqdir (bu P_1 təziqinə əsasən boru kəmərinin və avadanlıqların möhkəmliyə hesabatı aparılır). Aralıq nasos stansiyalarının normal işini təmin etmək üçün $H_2 = P_2/(\rho g)$ qalıq basqısına baxmaq lazımdır. Burada P_2 – aralıq nasos stansiyasındakı təzyiqdir. Müasir böyük nasoslar üçün kifayət qədər böyük basqı H_2 tələb olunur və istismar sahələrinin sərhəddində qalıq basqısının $H_{2b} = (20-40)m$ olması kifayətdir ki, komunikasiyaların müqavimətini dəf edib nefti çənlərə doldursun.

Bununla əlaqədar olaraq, $H_2 - H_{2b}$ basqısını boru kəmərinin müqavimətini dəf etmək üçün istifadə etmək olar. Onda basqılar balansının tarazlıq şərtinə əsasən yazmaq olar:

$$H = h + h_{y.m} + \Delta z = n \cdot H_{st} + n_{is}(H_2 - H_{2b}),$$

burada H_{st} – bir nasos stansiyasının hesabat basqısı; n_{is} – istismar sahələrinin sayıdır.

Son ifadədən

$$n = \frac{H - n_{is}(H_2 - H_{2b})}{H_{st}}, \quad (4.27)$$

Burada

$$H_{st} = H_1 - H_2 = (P_1 - P_2)/(\rho g)$$

H_1 və H_2 basqılarını seçərkən əsas və basqıaltılı nasosların işçi xarakteristikalarını və birləşmə sxemlərini nəzərə almaq lazımdır.

Əgər basqıaltı ilə işləyən nasosun çıxışında basqını H_{ba}, magistral neft kəmərinin sonundakı basqını isə H_s qəbul etsək, onda basqılar balansının tənliyini nasos stansiyalarının sayı da nəzərə alınmaqla aşağıdakı kimi yazmaq olar.

$$H_{ba} + n\left(a - bQ^{2-m}\right) = il + \Delta z + H_s \qquad (4.28)$$

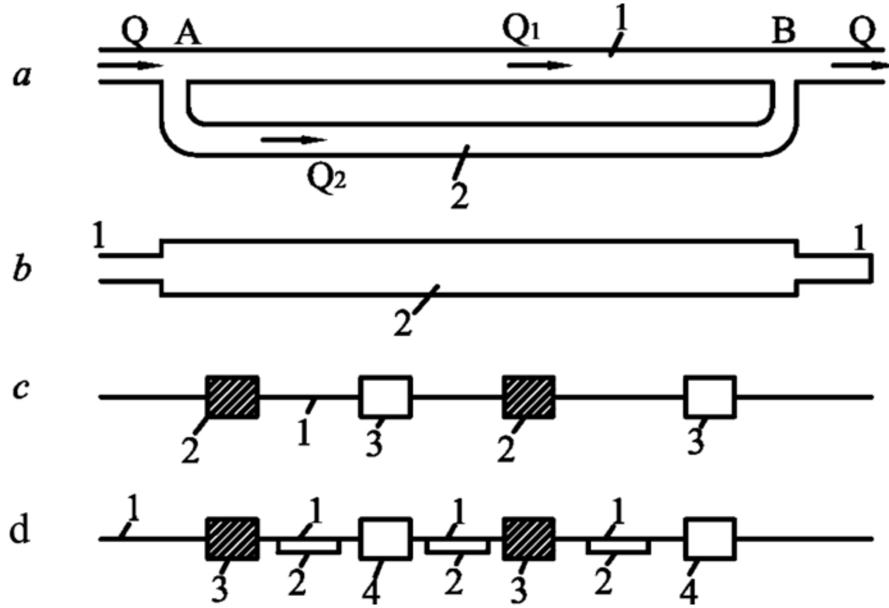
burada Q konkret bir qiymət olmaqla nasos stansiyaları-boru kəməri sistemində sərfdir.

Basqılar balansı və nəqlin material balansı çox vacib bir nəticə üçün əsas verir. Bu nəticə ondan ibarətdir ki, boru kəməri və nasos stansiyaları vahid hidravliki sistem təşkil edir.

4.10. Neft kəmərinin buraxma qabiliyyətinin artırılması

Neft və neft məhsulları kəmərlərinin istismarı təcrübəsi göstərir ki, bəzi hallarda onların buraxma qabiliyyətinin artırılması zərurəti ortaya çıxır.

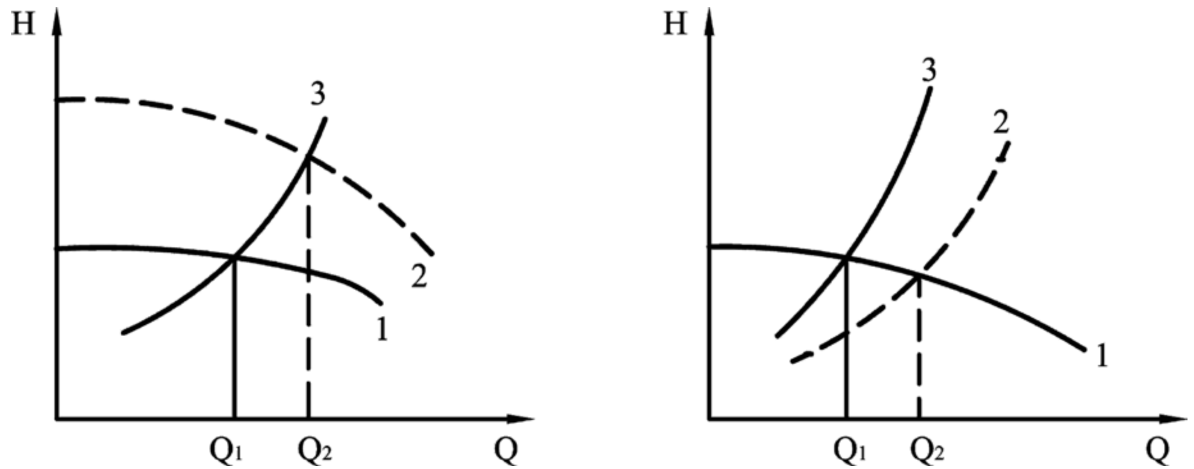
Neft kəmərlərinin buraxma qabiliyyətini artırmaq üçün aşağıdakı üsullar mövcuddur: lupinqin qoyulmas; böyük diametrli boru kəməri hissəsininin tikilməsi; nasos stansiyalarının sayının 2 dəfə artırılması; kombinəedilmiş üsul (lupinqin qoyulması ilə eyni vaxtda stansiyaların sayının artırılması). Magistral neft kəmərlərinin buraxma qabiliyyətinin artırılması üsullarının sxemləri şəkil 4.17-də göstərilmişdir.



Şəkil 4.17. Magistral neft kəmərlərinin buraxma qabiliyyətinin artırılması üsullarının sxemləri

a-paralel boru xəttinin-lupinqin tikilməsi; 1-magistral, 2-lupinq. b-böyük diametrli boru xəttinin qoşulması; 1 magistral, 2-qoşqu xətti. c-nasos stansiyaları sayının 2 dəfə artırılması; 1-magistral, 2-əsas nasos stansiyaları, 3-əlavə nasos stansiyaları.d-kombinə edilmiş üsul (nasos stansiyalarının sayının 2 dəfə artırılması və lupinqin qoyulması)

Boru kəməri ilə nasos stansiyasının cəm xarakteristikasından göründüyü kimi (şəkil 4.18) buraxma qabiliyyətinin artması işçi nöqtəsinin sağa sürüşməsi deməkdir. Bunun baş verməsi üçün isə ya nasos stansiyasının, ya da kəmərin xarakteristikasını yuxarıda qeyd olunan müvafiq üsullardan biri ilə dəyişdirmək lazımdır. Hal-hazırda praktikada nasos stansiyalarının sayının 2 qat artırılması və böyük diametrli boru kəməri hissəsinin qoşulması üsulları, kombinə edilmiş üsul da daxil olmaqla səmərəli olmadıqları üçün, demək olar ki, tətbiq olunmurlar. İqtisadi baxımdan ən əlverişli üsulun lupinqin qoyulması ilə buraxma qabiliyyətinin artırılması olmasını nəzərə alaraq həmin üsulun hesablanmasına baxaq.



Şəkil 4.18. $H = H(Q)$ ***birgə xarakteristikaları***

1-mövcud nasos stansiyası üçün; 2-mövcud və əlavə nasos stansiyası üçün; 3,4-lupinq qoyulduqdan əvvəl və sonra boru kəmərinin xarakteristikası

Şübhə yoxdur ki, lupinqlərin qoulması zamanı buraxma qabiliyyətinin artması əmsalı $\chi = Q_* / Q$ (buraxma qabiliyətinin artan qiymətinin əvvəlki qiymətinə nisbəti) lupinqin uzunluğu və diametrindən asılı olaraq müxtəlif qiymətlər ala bilər.

Lupinqin hesablanması kəmərdə mayenin sərfinin Q ($A-$dan $B-$dək) Q_1 və Q_2 sərflərinin cəminə, kəmərin AB hissəsindəki basqı itkisinin isə lupinqdəki basqı itkisinə bərabər olması şərtləri nəzərə alınmaqla aparılır (şəkil 4.17).

Basqılar balansından istifadə etməklə lupinqin tələb olunan uzunluğunu təyin etmək mümkündür. $i_l[L - x(1-w)] = iL$ olduğunu nəzərə alsaq, alarıq:

$$\frac{i_l}{i} = \chi^{2-m} = \frac{L}{L - x(1-w)}$$

Sonuncu ifadədən buraxma qabiliyyətinin verilən artımını təmin etməyə imkan verən lupinqin uzunluğunu təyin etmək olar.

$$X = \frac{1}{1-w}\left(1 - \frac{1}{\chi^{2-m}}\right) \qquad (4.29)$$

Sonuncu ifadədən göründüyü kimi lupinqlərdən istifadə olunması buraxma qabiliyyətinin nisbətən az artırılması hallarında $\left(\chi = 2^{1/(2-m)}\right)$ məqsədəuyğundur. Əgər buraxma qabiliyyətinin artması $\left(\chi = 2^{1/(2-m)}\right)$-ə yaxın olmalıdırsa, onda nasos stansiyalarının sayının 2 dəfə artırılması üsulundan istifadə edilməsi, $\chi > 2^{1/(2-m)}$ olduqda isə kombinəedilmiş üsulun tətbiqi nisbətən daha sərfəli hesab olunur. Ümumiyyətlə, buraxma qabiliyyətinin artırılması üçün bu və ya digər üsulun seçilməsinə üstünlüyün verilməsi məsələsi gətirilmiş xərclərin tutuşdurulması yolu ilə həyata keçirilir. Lupinqlərin uzunluğunundan asılı olmayaraq praktikada bütün hallarda onların diametrinin boru kəmərinin diametrinə bərabər götürülməsi kəmərlərin istismar şəraitini yüngülləşdirdiyi üçün daha əlverişli və məqsədəuyğun hesab edilir.

4.11. Neft kəmərinin optimal diametrinin seçilməsi

Müəyyən həcmdə olan neft və ya neft məhsulunu nəzəri olaraq müxtəlif diametrli boru kəməri ilə nəql etmək mümkündür. Eyni buraxma qabiliyyətinə malik olan boru kəmərinin diametri az olduqca tələb olunan basqı çoxalır (stansiyaların sayı artır). Əksinə diametr, böyüdükcə tələb olunan nasos stansiyalarının sayı azalır. Ona görə də boru kəmərinin ən əlverişli diametri elə diametr hesab edilir ki, orada maksimal buraxma qabiliyyətində kapital və istismar xərcləri ən az olur.

Ona görə də boru kəmərinin optimal diametrinin tapılmasının əhəmiyyəti böyükdür. Kəmərin optimal diametri adətən, bir neçə variantların (3 və ya 4) teniki-iqtisadi göstəricilərini tutuşdurmaqla seçilir.

Bu zaman baxılan variantlar müxtəlif saylı nasos stansiyaları və diametrli boru kəmərlərinə aid olmalıdır. İqtisadi cəhətdən əsaslandırılmış, ən optimal diametrin seçilməsi məsələsi kifayət qədər çətin məsələ olmaqla çoxlu amillərdən asılıdır. Belə ki, hər baxılan konkret halda yerli şəraitdən asılı olaraq kəmərlərin tikintisi və istismarının qiymət göstəriciləri dəyişilir. Buna baxmayaraq, tikintinin qiymətini müəyyən edən əsas amil boru kəmərinin diametri hesab edilir. Belə ki, diametrin azalması zamanı tikintiyə sərf olunan xərclər azalır. Digər tərəfdən bu öz növbəsində istismar xərclərinin əsas göstəricisi olan elektrik enerjisi xərclərini artırmış olur.

Optimal diametrin seçilməsi zamanı girişdə verilən cədvəl 1-dən istifadə olunması da tövsiyyə olunur.

4.12. Neft kəmərinin hidravliki hesablanmasına aid nümunə

Uzunluğu $L = 600\ km$ olan boru kəməri ilə sıxlığı $\rho = 880\ kq/m^3$, dinamiki özlülüyü $\mu = 0,2\ Pz$ olan neftin il ərzində $G = 6\ m\ln.t$ nəqli zamanı kəmərin hidravliki hesablanmasına baxaq. Qəbul olunur ki, kəmərdə aşırım nöqtəsi yoxdur. Başlanğıc və son nöqtələrin hündürlükləri uyğun olaraq $Z_1 = 10\ m$ və $Z_2 = 30\ m$.

Boru kəmərinin hidravliki hesablanmasını aşağıdakı ardıcıllıqla aparaq:

1. Texnoloji layihələndirmə normalarına görə il ərzində nəql günlərinin sayını 350 gün qəbul edib kəmərin saniyəlik buraxma qabiliyyətini (həcmi sərfi) tapırıq:

$$Q = \frac{G}{\rho \cdot 350 \cdot 24 \cdot 3600} = \frac{10 \cdot 10^9}{880 \cdot 350 \cdot 24 \cdot 3600} = 0{,}375\ m^3/s$$

Cədvəl 1-dən il ərzində 10-12 mln.t neft nəql etmək üçün diametri 630 mm, divarının qalınlığı 5-12 mm olan boru seçilir.

Boru kəmərinin divarının qalınlığını 5 mm qəbul etsək, borunun daxili diametri 620 mm olar.

2. Axının orta sürəti hesablanır:

$$\upsilon = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 0{,}375}{3{,}14 \cdot (0{,}620)^2} = 1{,}18\ m/s$$

3. Boruda neftin hərəkət rejimi müəyyənləşdirilir. Borunun daxili səthinin mütləq kələ-kötürlüyü $k_m = 0{,}0015\ mm$ qəbul etsək, onda nisbi kələ-kötürlük (ε) aşağıdakı kimi olar:

$$\varepsilon = \frac{k_m}{D} = \frac{0{,}0015}{620} = 2{,}419 \cdot 10^{-6}$$

Reynolds ədədinin keçid qiymətləri aşağıdakı ifadələrə əsasən hesablanılır:

$$\mathrm{Re}_I = 10/\left(2{,}419 \cdot 10^{-6}\right) = 4{,}1339 \cdot 10^6$$

$$\mathrm{Re}_{II} = 500/\left(2{,}419 \cdot 10^{-6}\right) = 206{,}6969 \cdot 10^6$$

Reynolds ədədini hesablayırıq:

$$\mathrm{Re} = \frac{\upsilon \cdot D}{\nu}$$

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{0{,}2Pz}{0{,}880\ q/sm^3} = 0{,}227 \cdot 10^{-4}\ m^2/s$$

$$Re = \frac{1,181 \cdot 0,62}{0,227 \cdot 10^{-4}} = 32256$$

Göründüyü kimi, neftin hərəkət rejimi $Re < Re_I$ olduğu üçün turbulent rejimin hidravliki hamar sürtünmə zonasına uyğun gəlir.

4. Hidravliki müqavimət əmsalı (λ) Blazius düsturuna əsasən hesablanılır:

$$\lambda = \frac{0,3164}{Re^{0,25}} = \frac{0,3164}{(32256)^{0,25}} = 0,0236$$

5. Hidravliki itkilər hesablanılır. Əvvəlcə hidravliki maillik tapılır.

$$i = \frac{h_{сцр}}{L} = \frac{\lambda}{D} \cdot \frac{\upsilon^2}{2g} = \frac{0,0236}{0,620} \cdot \frac{(1,18)^2}{2 \cdot 9,81} = 0,0027$$

Onda bütün neft kəməri üçün sürtünmə itkisi

$$h_{сцр} = i \cdot L = 0,0027 \cdot 600000 = 1622,8\ m$$

Yerli müqavimətlərə sərf olunan basqı itkisini təqribən $h_{y.m} = 30\ m$ qəbul etsək, onda tam basqı itkisi

$$H = h_{сцр} + h_{y.m} + \Delta z = 1622,8 + 30 + 20 = 1672,8\ m$$

6. Nasos qurğusunu seçirik:

Buraxma qabiliyyətinə əsasən seksiyalı NM710-280 markalı nasosu seçirik. Bu nasosun texniki xarakteristikası aşağıdakı kimidir:

Verimi - $Q_{nas} = 0,197\ m^3/s$;

Basqısı - $h_{nas} = 280\ m$;

Kavitasiya hündürlüyü – 14 m

F.İ.Ə = 80%.

Nasosun basqısı sü üçün olduğundan neftə görə keçid aparaq.

$$P_{nas} = h_{nas.su} \cdot \rho_{su} \cdot g = 280 \cdot 1000 \cdot 9,81 = 2746,8 \cdot 10^3\ Pa$$

$$h_{nas.neft} = \frac{2746{,}8 \cdot 10^3}{880 \cdot 9{,}81} = 318{,}18\ m$$

Seçilən nasosun verimi 0,197 m^3/s oduğu üçün stansiyada 2 nasosun paralel olaraq birləşdiyini qəbul etsək, onda verim $0{,}197 \cdot 2 = 0{,}394\ m^3/s$ olacaqdır.

İl ərzində 10 mln.t nefti daxili diametri 620 mm olan boru kəməri ilə nəql etdikdə verim $0{,}375\ m^3/s$ olduğu üçün verimlər arasındakı bu fərq aradan qaldırılmalıdır. Bu fərq nasosun çarxının xarici diametrini azaltmaqla (yonmaqla) aradan götürülür. Maksimum 10% yonulma mümkündür.

Stansiyada 1 nasosun verimi

$$Q'_{nas} = \frac{Q_{st}}{2} = \frac{0{,}375}{2} = 0{,}1875\ m^3/s$$

Yonulması lazım gələn diametr aşağıdakı kimi təyin edilir:

$$\frac{Q'_{nas}}{Q_{nas}} = \frac{d'}{d} = \sqrt{\frac{h'_{nas.neft}}{h_{nas.neft}}}$$

d' və h'-uyğun olaraq yonulmadan sonrakı diametr və nasosun basqısıdır. Beləliklə

$$\frac{Q'_{nas}}{Q_{nas}} = \frac{0{,}1875}{0{,}197} = 0{,}9517 \qquad (95{,}17\%)$$

Deməli, nasosun çarxının diametrini $100 - 95{,}17 = 4{,}83\%$ yonmaqla $0{,}1875\ m^3/s$ verimi əldə etmək mümkündür.

Çarxın yonulmasından sonra nasosun basqısını təyin edək.

$$h'_{nas.neft} = \frac{h_{nas.neft}\left(Q'_{nas}\right)^2}{\left(Q_{nas}\right)^2} = \frac{318{,}18 \cdot (0{,}1875)^2}{(0{,}197)^2} = 288{,}2\ m$$

7. Nasos stansiyalarının sayını tapırıq:

$$n = \frac{H}{H_{st}} = \frac{H + [(n-1)\cdot k] + h_2}{h'},$$

burada h_2-son nöqtədəki basqı; k-nasos stansiyalarının girişində olması gərək olan basqıdır. Onda

$$n = \frac{1672{,}8 + [(n-1)\cdot 14] + 30}{288{,}2} = \frac{1702{,}8 + 14\cdot n - 14}{288{,}2}$$

$$274{,}23\cdot n = 1688{,}8$$

$$n = 6{,}15$$

Nasos stansiyalarının sayı tam ədəd alınmadığı üçün bu sayı aşağı yuvarlaşdıraq və 6 qəbul edək. Bu zaman $h'_{nas}\cdot 0{,}15$ qədər əlavə basqı lazım olacaqdır. Bu basqını kəmərə lupinq qoşmaqla təmin etmək olar.

$$h_{lup} = h'_{nas}\cdot 0{,}15 = 288{,}2\cdot 0{,}15 = 43{,}23\ m$$

Lupinq xəttindəki yerli müqavimət $h_{l.y} = 2\ m$ və relyefin başlanğıc nöqtədən sonra doğru artmasını, lupinq xəttinin başlanğıc və son nöqtəsi arasındakı hündürlüklər fərqinin $\Delta Z_{lup} = 0{,}5\ m$ olduğunu nəzərə alsaq, lupinqin uzunluğunu hesablaya bilərik:

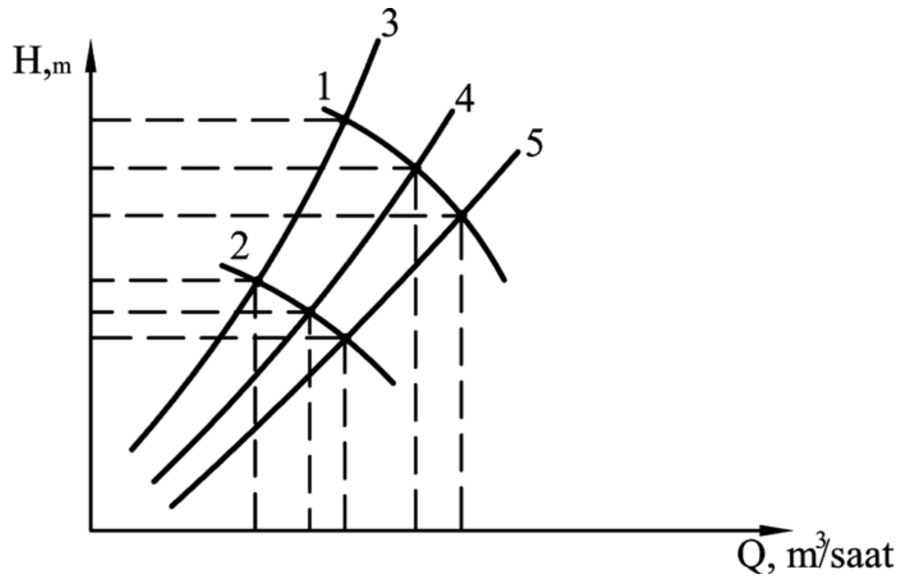
$$h_{lup} + h_{l.y} + \Delta Z_{lup} = i\cdot X_{lup}$$

$$X_{lup} = \frac{h_{lup} + h_{l.y} + \Delta Z_{lup}}{i} = \frac{43{,}23 + 2 + 0{,}5}{0{,}0027} \approx 17000\ m$$

Qeyd: Aparılan hesablamalarda NM710-280 markalı seksiyalı nasosun 20^0S-də su üçün nəzərdə tutulan verimi sıxlığı $880\ kq/m^3$ olan neftə görə çevrilməmişdir. Lupinqin hesablanması zamanı da lupinq xəttindəki hidravliki maillik əsas magistral xətdəki hidrvliki mailliyə bərabər götürülmüşdür. Həmçinin lupinqin daxili diametri kəmərin diametri ilə eyni qəbul edilmişdir

4.13. Neft kəmərlərinin istismarı zamanı nasos stansiyalarının işinin tənzimlənməsi zərurətləri və üsulları

Magistral neft kəmərinin buraxma qabiliyyəti nəql olunan neftin özlülüyünün mövsümin dəyişməsindən (temperaturdan) asılı olaraq xeyli dəyişir. Özlülüyün dəyişməsi öz növbəsində nasos stansiyalarının iş rejimlərinin dəyişməsinə səbəb olur. Belə ki, özlülüyün artması basqını çoxaldır (qış mövsümi), əksinə azalması isə basqını aşağı salır (yay vaxtı). Ona görə də nasos stansiyalarının iş rejimini müəyyən etmək üçün cəm xarakteristikanın orta illik temperaturunun, yay və qış mövsümləri üçün qurulması daha məqsədəuyğundur. Özlülükdən asılı olaraq stansiya ilə kəmərin cəm xarakteristikasının dəyişməsi şəkil 4.19-da göstərilmişdir.



Şəkil 4.19. Neftin müxtəlif özlülüklərində cəm xarakteristikası

1,2-uyğun olaraq 3 və 2 nasosun ardıcıl birləşməsi; 3,4,5-uyğun olaraq qış vaxtı ortaillik və yay mövsümi üçün boru kəmərinin xarakteristikası

Beləliklə, nasos qurğularının işinə sərf olunan elektrik enerjisini səmərəli istifadə etmək məqsədilə nasos stansiyasının işini il ərzində mövümindən asılı olaraq tənzimləmək lazımdır.

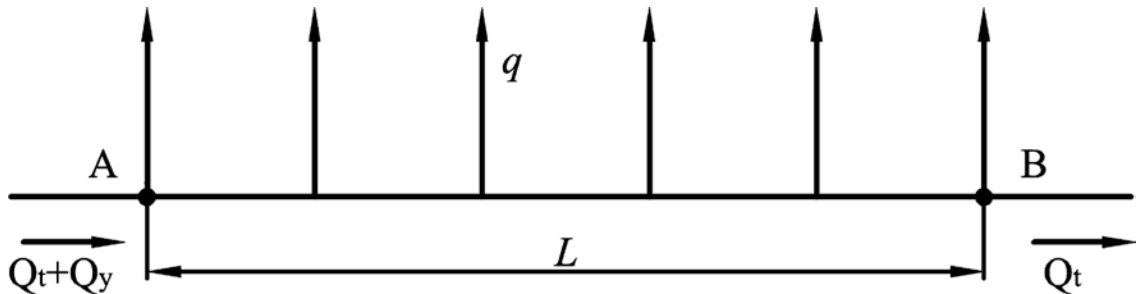
Bir çox hallarda neft və ya neft məhsulları kəmərləri xüsusi istismar şəraitinə malik olurlar. Buna misal olaraq, atqı və qoşqu xətləri olan kəmərləri

göstərmək olar. Belə ki, kəmərin trası boyu tələbatçıları təmin etmək məqsədilə kəmərdə atqı xətləri, əgər hər hansı bir yerdə kəmər neft mədəni rayonundan keçirsə, onda çıxarılan nefti həmin kəmərə vurmaq üçün kəmərə qoşulan xət və ya xətlərdən istifadə olunur.

İstər atqı, istərsə də qoşqu xətləri fasiləsiz və fasiləli işləyən xətlər ola bilər. Fasiləsiz atqı xətləri tras boyu yerləşən neftayırma zavodlarını təmin etmək üçün, fasiləli atqılar isə adətən, neft məhsulları kəmərlərində mövcud olmaqla əsasən yaxın neft bazalarının tutumunu doldurmaq üçün tətbiq olunur. Qoşqu xətlərinin fəaliyyəti də neft yatağının gücündən asılı olaraq fasiləsiz və fasiləli ola bilər.

Fasiləsiz olaraq atqı və qoşqu xətləri olan neft kəmərlərinin hesabatını ayrı-ayrı sahələr üzrə aparmaq olar. Əgər atqı və qoşqunun həcmi çox kiçikdirsə, onda kəmərin hesabatında onları nəzərə almamaq olar. Ancaq nəzərə almaq lazımdır ki, fasiləli olan hal üçün bu hal nasos stansiyalarının işini tənzimləməyi zəruri edir.

Şəkil 4.20-də fasiləsiz atqı xətləri olan neft kəmərəi hissəsinin sxemi göstərilmişdir.



Şəkil 4.20. Atqı xətləri olan neft kəmərinin sxemi

Bu AB hissəsinin uzunluğunu ℓ, ondan keçən tranzit sərfi Q_t, yol boyu atqı ətlərindən keçən cəm sərfi isə Q_y qəbul etsək, sonuncunun atqı xətləri üzrə bərabər paylanması şərtinə sasən $q = Q/\ell$ yazmaq olar $\left(Q = Q_t + Q_y\right)$.

Əgər kəmərdə neftin axını kvadratik sürtünmə zonasında baş verirsə, onda fasiləsiz atqı xətləri olan neft kəmərində basqı itkisini aşağıdakı ifadəyə əsasən hesablamaq olar:

$$h = \frac{1}{k^2}\left(Q_t^2 + Q_t \cdot Q_y + Q_y^2 + \frac{Q_y^3}{3}\right)$$

burada $k -$ sərf modulu olub verilmiş ΔH basqısı üçün $k = \frac{Q}{\sqrt{\frac{\Delta H}{\ell}}}$.

Yol boyu ayrı-ayrı hissələrdə, hər atqı xəttindən sonra sərf azaldığı üçün hərəkət rejimləri müxtəlif olur. Ona görə də hesabat hər hissə üçün ayrılıqda aparılmalıdır. Bütün hallarda nəql rejimi nasos stansiyalarının işi ilə tənzimlənməlidir.

İstismar zamanı nəql şəraitinin dəyişilməsi (sərfin dəyişilməsi, hər hansı bir stansiyanın işdən çıxması və s.) neft kəmərinin normal iş rejiminin pozulmasına gətirib çıxara bilər. Məsələn, bir stansiyada kavitasiyaya, digərlərində təziqin buraxılabilən qiymətdən çox olmasına səbəb ola bilər. Bu o deməkdir ki, neft kəmərinin ayrı-ayrı sahələrində buraxma qabiliyyəti müxtəlif olacaqdır. Bu zaman nasos stansiyalarının işinin razılaşdırılması və ya kəmərin ayrı-ayrı hissələrində buraxma qabiliyyətinin bərabərləşdirilməsi tənzimləmə ilə əldə edilir. Tənzimləmə nəticəsində gərək stansiyalardan əvvəl olan basqıaltıları buraxılabilən həddən $\Delta H_{b.b}$ az, basqılar isə buraxılabilən basqıdan $H_{b.b}$ çox olmasın.

Tənzimləmə zamanı nasos stansiyasında basqı ilə yanaşı eyni vaxtda sərf də dəyişir. Tənzimləmə pilləli (nasos qurğularının işdən dayandırılması) və səlis ola bilər. Səlis tənzimləmə aşağıdakı üsullardan birinin köməyi ilə həyata keçirilə bilər:

- nasosun və ya mühərrikin fırlanma tezliyini dəyişməklə;

- vurucu kollektordan neft axınının bir hissəsini sorucu boruya yönəltməklə;
- axının droselləşdirilməsi ilə.

İş rejiminin bir və ya bir neçə qurğuların işdən dayandırılması ilə tənzimlənməsi iqtisadi cəhətdən ən əlverişli üsul hesab edilir. Bu tənzimləmə üsulu bir nasosun yaratdığı basqı qədər basqını azaltmaq tələb olunduğu halda tətbiq olunur. Lazım olan basqı və sərfin qiymətlərinə nail olmaq üçün pilləli tənzimləmə səlis tənzimləmə ilə başa çatdırılmalıdır. Elektrik mühərrikinin fırlanma tezliyini dəyişməklə olan tənzimləmə demək olar ki, hal-hazırda tətbiq olunmur. Bu onunla bağlıdır ki, mövcud olan sxemlər hələ ki, çox mürəkkəbdir və xeyli bahadır. Nasosun fırlanma tezliyini dəyişməklə tənzimləmə xüsusi maqnit muftaları və hidromuftalar vasitəsi ilə həyata keçirilir.

Yoxlama sualları

1. ***Neft kəmərlərinin texnoloji hesablanması hansı məsələləri həll edir?***
2. ***Neft kəmərlərinin hidravliki hesablanması üçün ilkin verilənlər nlər hesab edilir?***
3. ***Boru kəməri trasının sıxlaşdırılmış profili nə deməkdir və nə mqsədlə qurulur?***
4. ***Boruda axın rejimləri necə müəyyən edilir?***
5. ***Kvadratik sürtünmə zonasının mahiyyəti nədən ibarətdir?***
6. ***Ümumiləşmiş Leybenzon və Darsi-Veysbax düsturları nə üçündür?***
7. ***Hidravliki maillik nədir? Onun həndəsi, fiziki mahiyyəti necə izah edilir?***

8. ***Lupinqli və qoşqu (böyük diametrli boru hissəsi) olduqda hidravliki maillik necə dəyişir?***
9. ***Yerli müqavimət nədir və necə təyin olunur?***
10. ***Magistral neft kəmərlərində sürtünməyə sərf olunan, yoxsa yerli müqavimət itkisi çox olur?***
11. ***Aşırım nöqtəsi və kəmər üçün hesabi uzunluq nədir?***
12. ***Boru kəməri üçün $(H-Q)$ xarakteristikası necə qurulur?***
13. ***Nasos stansiyası ilə boru kəmərinin cəm xarakteristikasının qurulmasında məqsəd nədir? Bu xarakteristikaların hansı analitik ifadələrini bilirsiniz?***
14. ***Nasosun $(H-Q)$ xarakteristikasına mayenin sıxlığı, yoxsa özlülüyü daha çox təsir göstərir və səbəbi nədədir?***
15. ***Nasosun $(H-Q)$ xarakteristikasını dəyişmək mümkündürmü?***
16. ***Magistral neft kəmərlərində əsas nasoslarla yanaşı köməkçi-basqıaltılı nasoslardan istifadə olunması niyə zəruridir?***
17. ***Ardıcıl və paralel birləşmiş nasoslarla təchiz olunan nasos stansiyasının $(H-Q)$ xarakteristikası necə qurulur?***
18. ***Nasos stansiyalarının sayı necə təyin edilir və onlar kəmərin trası boyu necə yerləşdirilir?***
19. ***Basqılar balansı tənliyini yada salın və onun nəyi ifadə etdiyini izah etməyə çalışın.***
20. ***Nə üçün deyilir ki, nasos stansiyaları və boru kəməri vahid hidravliki sistem kimi qəbul olunur?***
21. ***Neft kəmərlərinin buraxma qabiliyyətini hansı üsullarla artırmaq olar?***
22. ***Lupinqin hesablanmasında məqsəd nədir?***
23. ***Neft kəməri üçün optimal diametr anlayışı nə deməkdir?***

24. Neft kəmərlərinin istismarı zamanı nasos stansiyalarının iş rejiminin tənzimlənməsi zərurəti hansı səbəblərdən doğur və hansı üsullarla həyata keçirilir?

5-ci FƏSİL

MAGİSTRAL QAZ KƏMƏRLƏRİNİN TEXNOLOJİ HESABLANMASI

5.1. Təbii qazlar, onların təsnifatı, fiziki xassələri və əsas göstəriciləri

Təbii qazlar mavi yanacaq kimi əsas enerji daşıyıcılarından biridir və tərkibi yüngül (metan, etan, propan, butan), ağır karbohidrogenlər (pentan, heksan, heptan və s.) və qeyri-karbohidrogenlərdən ibarət olan qazlar qarışığından ibarətdir.

Təbii qazlara qaz, qaz-kondensat və neft yataqlarından çıxarılan səmt qazları aid edilir.

Təmiz qaz yataqlarından çıxarılan qazlar quru qazlar hesab edilməklə əsasən 98%-ə qədər metandan təşkil olunur. Bu qazların aşağı yanma istiliyi 31000-38000 kC/m^3 arasında dəyişir.

Qaz-kondensat yataqlarından alınan qazlar quru qazdan və kondensat qarışıqlarından (benzin, liqroin, kerosin) ibarət olur.

Neft yataqlarından neftlə birlikdə istehsal olunan səmt qazlarına qaz benzini, propan-butan fraksiyaları da daxil olan quru qazlar aiddir.

Səmt qazlarının aşağı yanma istiliyi 38000-63000 kC/m^3 arasında dəyişir.

Ağır karbohidrogenlərin (propan və sonrakılar) miqdarından asılı olaraq təbii qazlar quru (50 q/m^3-dən az), aralıq kateqoriyalı (50 -150 q/m^3) və Yağlı (150q/m^3-dən çox) qazlara bölünür.

Təbii qazların tərkibində bir çox hallarda $SO_2,\ H_2S,\ N_2$ kimi qazların və

nəmliyin olması onların keyfiyyətini pisləşdirdiyi üçün həmin komponentlərdən qazların təmizlənməsi vacibdir.

Təbii qaz komponentlərinin fiziki xassələri cədvəl 5.1-də göstərilmişdir.

Cədvəl 5.1

Təbii qaz komponentlərinin fiziki xassələri

Qaz	*Mole-kulyar kütlə-si, kq/mol*	*Qaz sabiti, C/kq·K*	*Böh-ran tempe-ratu-ru, ^0C*	*Böhran təzyiqi, MPa*	*Böhran sıxlığı, kq/m^3*	*Dinamiki özlülüyü (atmosfer təzyiqində), $\mu \cdot 10^6$, Pa·s*		*İstilik tutumu (0^0S-də), kC/(kq·K)*	*Sıxlığı (standart şəraitdə), kq/m^3*	*Yan-ma istiliyi, kC/m^3*
						0^0C	20^0C			
Metan CH_4	16,043	528,7	-82,1	4,649	162	10,2	10,7	2,17	0,717	33412
Etan C_2H_6	30,070	281,9	32,1	4,954	210	8,77	9,39	1,65	1,344	59874
Propan C_3H_8	44,097	192,3	95,6	4,404	226	7,65	8,16	1,55	1,967	86545
Butan C_4H_{10}	58,124	145,9	152,8	3,619	225	6,95	7,54	1,59	2,494	114263
Pentan C_5H_{12}	72,151	117,4	196,6	3,374	232	6,36	6,32	1,595	3,162	144032
Karbon qazı CO_2	44,011	192,7	31,1	7,396	468	14,0	16,5	0,816	1,872	-
Hidrogensulfid H_2S	34,082	242,0	100,4	9,005	-	12,3	-	0,993	1,455	21772
Azot N_2	28,016	302,6	147,1	3,394	311	17,1	16,4	1,058	1,185	-
Hava	28,960	292,7	140,7	3,777	310	17,45	18,22	1,005	1,206	

Magistral qaz kəmərlərinin hesablanması zamanı istifadə olunan qazın əsas parametrlərinə baxaq:

- ***Qazın molekular kütləsi (M)***. Təbii qazlar qaz qarışıqlarından ibarət olduğu üçün onların molekulyar kütləsi qarışığın komponent tərkibi nəzərə alınmaqla təyin edilməlidir. Ədədi qiymətcə molekulyar kütləsinə bərabər olan qazın qramlarla ifadə olunmuş kütləsi ***mol*** adlanır.

Əgər qaz qarışığının tərkibi mol və ya həcmi faizi ilə məlumdursa, onda onun orta molekulyar kütləsi (M_{or}) aşağıdakı düsturla təyin edilir:

$$M_{or} = 0{,}01(V_1 M_1 + V_2 M_2 + ... + V_n M_n),$$

burada $V_1, V_2, ..., V_n$ -komponentlərin mol (həcmi) qatılıqları (%-lə); $M_1, M_2, ..., M_n$ - komponentlərin molekulyar kütlələridir.

Əgər qaz qarışığı olan təbii qazın faizlə ifadə olunmuş kütlə tərkibi məlumdursa, onda

$$M_{or} = \frac{100}{y_1 / M_1 + y_2 / M_2 + ...y_n / M_n},$$

burada $y_1, y_2, ..., y_n$ - kütlə qatılıqlarıdır (%-lə).

Əgər qazın molekulyar tərkibi $a_1, a_2, ..., a_n$ vahidin hissələri ilə verilibsə, onda

$$M_{or} = a_1 M_1 + a_2 M_2 + ... + a_n M_n$$

- ***Qazın sıxlığı (ρ_q)*** onun vahid həcmində olan kütlə miqdarını xarakterizə edir və kq/m^3 ilə ölçülür.

$$\rho_q = \frac{m_q}{V_q},$$

burada m_q və V_q -uyğun olaraq qazın kütləsi və həcmidir.

Yanar qazların əksəriyyəti (hidrogen, metan və s) havadan yüngül, bir çox qazlar isə (propan, butan, kükürd qazı və.s) havadan ağırdır**.**

Təbii qazlar sıxılan mühit olduğu üçün təzyiq və temperaturdan asılı olaraq sıxlıqları əhəmiyyətli şəkildə dəyişə bilir. Ona görə də sıxlıq haqqında məlumat təzyiq və temperatur şəraiti qeyd olunmaqla verilməlidir. Bu şərait göstərilmirsə, bu sıxlığın standart şəraitdə (20^{0}S, atmosfer təzyiqində) müəyyən edilməsinə işarədir.

Sıxlığın qazın digər hal parametrlərinə uyğun gələn qiymətə keçirilməsi, aşağıdakı çevirmə düsturu ilə aparılır:

$$\rho_q = \rho_{q1} \frac{PT_1 \cdot Z_1}{P_1 T \cdot Z},$$

burada P və P_1; T və T_1; Z və Z_1 - uyğun olaraq qazın 2 halında mütləq təzyiq, mütləq temperatur və inhiraf (sıxılma) əmsallarıdır.

Normal şəraitdə (0^0C və atmosfer təzyiqində) Avaqadro qanununa əsasən istənilən 1 kmol qazın həcminin 22,4 m^3 olduğunu nəzərə alsaq, onda verilən molekulyar kütləyə əsasən qazın sıxlığı ($\rho_{q.o}$) aşağıdakı kimi təyin edilə bilər:

$$\rho_{q.o} = \frac{M}{22{,}4}$$

Qaz qarışığı üçün sıxlığı (ρ_{qar}) additivlik qaydasına görə, yəni qarışığın komponentlərinin sıxlıqlarının ($\rho_1, \rho_2, ..., \rho_n$) həmin komponentlərin həcmi hissələrinə ($a_1, a_2, ..., a_n$) hasillərini cəmləməklə də hesablamaq mümkündür.

$$\rho_{q.qar} = a_1\rho_1 + a_2\rho_2 + ...a_n\rho_n$$

- ***Qazın nisbi sıxlığı (Δ)*** eyni bir şəraitdə (təzyiq və temperaturda) qazın və qaz qarışığının sıxlığının (ρ_q) quru havanın (ρ_h) sıxlığına olan nisbətidir ($\rho_h = 1{,}293$ kq/m^3).

$$\Delta = \frac{\rho_q}{\rho_h} = \frac{\rho_q}{1{,}293}$$

Qazın nisbi sıxlığı ölçüsüz kəmiyyət olub $\Delta > 1$ olarsa – havadan ağır, $\Delta < 1$ olduqda isə həmin qazın havadan yüngül olduğunu göstərir. Qeyd olunan faktın aşkar edilməsi ekoloji və təhlükəsizlik baxımdan xeyli vacibdir.

Cədvəl 5.2-də bəzi qazların havadan yüngül və ya ağır olması haqqında məlumatlar verilmişdir.

Cədvəl 5.2

Bəzi qazların nisbi sıxlıqları

Qazlar	*Nisbi sıxlığı,* Δ	*Qazlar*	*Nisbi sıxlığı,* Δ
Metan	*0,550*	***Karbon qazı***	*0,518*
Etan	*1,038*	***Kükürd qazı***	*1,191*
Propan	*1,520*	***Azot***	*0,970*
Butan	*2,006*	***Helium***	*0,138*

- ***Qazın xüsusi həcmi*** (υ_q) onun vahid kütləsinin həcmi olmaqla ədədi qiymətcə sıxlığın tərs qiymətinə bərabərdir və m^3/kq-la ölçülür.

$$\upsilon_q = \frac{1}{\rho_q} = \frac{V_q}{m_q}$$

- ***Qazın əsas hal tənliyi.*** Təbii qazların fiziki halını xarakterizə edən əsas parametrlər təzyiq, temperatur və həcm onların boru kəməri ilə nəqli və saxlanması proseslərində dəyişə bilər. Bu parametrlər bir-biri ilə qarşılıqlı əlaqədə olurlar və bu əlaqələr qazın hal tənlikləri ilə müəyyən edilir.

Qazların hal qanunlarına keçməzdən öncə onların makroskopik (qaz yığımı üçün) və mikroskopik (molekulyar səviyyədə) xassələrini və bu xassələrin fərqli, bəzi hallarda isə kəmiyyətcə bir-birindən asılılığını qeyd etmək lazımdır. Qazın təzyiqi, temperaturu, özlülüyü, istilik keçirməsi- makroskopik, qaz molekullarının orta kinetik enerjisi, sürəti və s. isə onların mikroskopik xassəsinə aid edilir. Qazların makroskopik və mikroskopik xassələri arasında kəmiyyət asılılığına misal olaraq, qaz molekullarının orta kinetik enerjisi ilə qazın temperaturu və qazın özlülüyü ilə molekulların orta sürəti arasında düz mütənasib asılılığını göstərmək olar.

Təbii qazlar üçün makroskopik baxımdan real qazların ümumiləşmiş hal tənliyi, yəni Mendeleyev-Klapeyron tənliyi ilə hesablamalar aparmaq olar. Məlumdur ki, qazların sıxılma əmsalı da nəzərə alınmaqla bu tənlik aşağıdakı kimidir:

$$PV = mZRT\,, \qquad (5.1)$$

burada P, V, T, m-uyğun olaraq qazın təzyiqi, həcmi, temperaturu və kütləsi; R - qaz sabiti, Z - qazın sıxılma əmsalıdır.

- ***Qaz sabiti (R).*** (5.1) hal tənliyinə daxil olan qaz sabiti (R) qazın molekulyar kütləsi (M) və universal qaz sabitinə ($\overline{R}$) əsasən hesablanılır.

$$R = \overline{R}/M$$

Universal qaz sabiti $\overline{R} = 8314\ C/(kmol \cdot K)$-1kmol qazı 1° qızdırdıqda onun izobarik genişlənməsi zamanı görülən iş olmaqla bütün qazlar üçün eynidir.

Qaz sabiti R-in fiziki mənası universal qaz sabiti $\overline{R}$-lə eynidir, lakin $\overline{R}$-dən fərqli olaraq R-in ədədi qiyməti qazın tərkibindən asılıdır.

Qazın komponent tərkibi məlum olarsa, onda qaz qarışığı üçün qaz sabiti

$$R = a_1R_1 + a_2R_2 + ... + a_nR_n\,,$$

burada a_1, a_2, a_n- komponentlərin kütlə tərkibi, vahidin hissələri ilə; R_1, R_2, R_n-komponentlərin qaz sabitidir.

- ***Qazın sıxılma əmsalı (Z).*** Sıxılma əmsalı real qazların ideal qazlardan fərqlənmə dərəcəsini nəzərə alır. İdeal qazlar üçün $Z = 1$.

Təbii qazlar üçün bu əmsal təzyiq və temperaturdan asılı olaraq xeyli dəyişə bilər. Məsələn, magistral qaz kəmərlərində nəql şəraitində (yüksək təzyiq və mövcud olan temperaturda) ideal qazlardan fərqli olaraq təbii qaz daha çox sıxılır və bu zaman temperatur azaldıqca inhiraf əmsalı artır.

Sıxılma əmsalı təcrübə yolu ilə, lakin bu məlumatlar olmadıqda nomoqram üsulu və ya emprik tənliklə təyin edilir.

İnhiraf əmsalı real qazın tərkibindən çox asılıdır. Qaz ağırlaşdıqca bu əmsal azalır. Ona görə də Z əmsalının təyini zamanı qaz tərkibinin təsirini aradan qaldırmaq məqsədilə bu əmsalın gətirilmiş təzyiq $P_{эят}$ və gətirilmiş temperatur $T_{эят}$-ölçüsüz kəmiyyətlərindən istifadə olunur Z=Z ($P_{эят}$, $T_{эят}$):

$$P_{эят} = \frac{P}{P_{бющ}} , \qquad T_{эят} = \frac{T}{T_{бющ}}$$

burada P və T –nəql və ya işçi şəraitində qazın təzyiq və temperaturunun qiymətləri (əksər hallarda orta qiymətlər qəbul olunur). Qaz qarışığı üçün orta böhran $P_{böh}$ və $T_{böh}$ - nın qiymətləri additivlik qaydası üzrə aşağıdakı kimi hesablanılır:

$$P_{бющ} = \sum a_i P_{бющ.i} ; \qquad T_{бющ} = \sum a_i T_{бющ.i}$$

harada ki, $P_{böh.i}$ və $T_{böh.i}$ -uyğun olaraq qazın tərkibindəki, i- ci komponentin böhran təzyiqi və temperaturudur.

Böhran temperaturu o temperaturdur ki, ondan yuxarı təzyiqin nə qədər artmasından asılı olmayaraq qazı maye halına çevirmək mümkün olmur. Böhran təzyiqi isə temperaturun artmasından asılı olmayaraq mayenin buxara çevrilməsinin mümkün olmadığı təzyiqdir. Təbii qaz komponentləri üçün böhran təzyiqi və temperaturun qiymətləri cədvəl 5.1- də verilmişdir.

Gətirilmiş təzyiq və temperaturdan asılı olaraq nomoqram üzrə inhiraf əmsalının tapılması şəkil 5.1 –də göstərilmişdir.

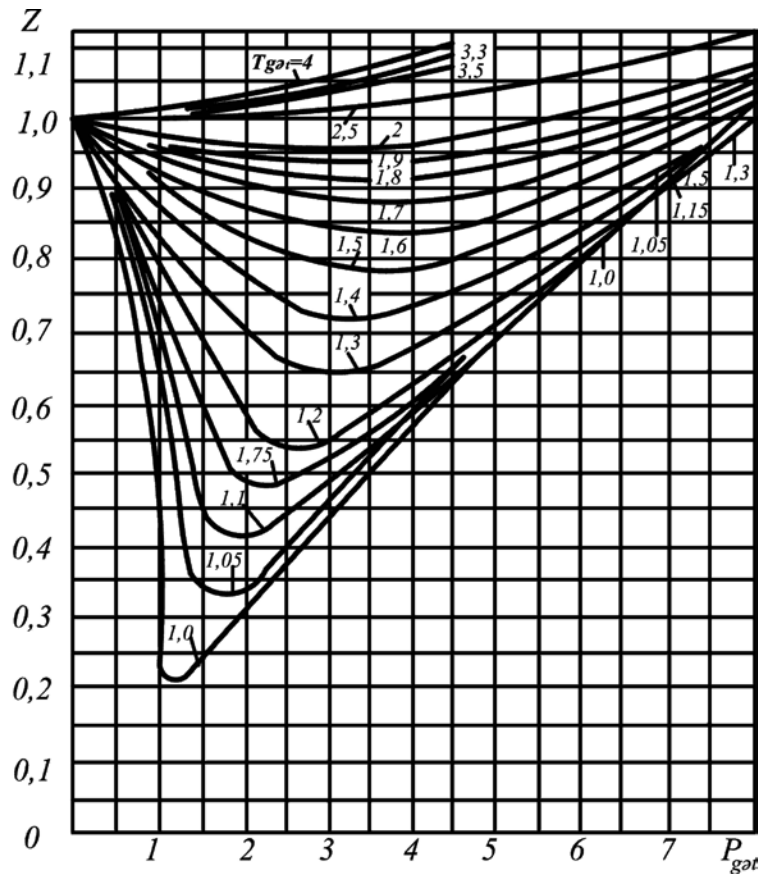
Texnoloji layihələndirmə normalarında təbii qazlar üçün inhiraf əmsalını təyin etmək üçün aşağıdakı emprik ifadədən istifadə etmək olar:

$$z = 1 - 0{,}4273 P_{эяt} \cdot T_{эяt}^{-3{,}668}$$

Qazların nəqli və saxlanması praktikasında qazın halının və onu xarak -

terizə edən parametrlərin təyini əsasən işçi, normal və standart (laboratoriya) şəraitlərdə aparılır. İşçi şərait qazın halının işçi təzyiq və temperaturda (məsələn nəql şəraitində) vəziyyətini xarakterizə edir.

Qaz həcmlərini müqayisə etmək üçün adətən onları normal (0°S və atmosfer təzyiqi) və standart (20°S və atmosfer təzyiqi) şəraitə gətirirlər.



Şəkil 5.1. Qazın inhiraf əmsalını təyin etmək üçün nomoqram (metanın həcmi miqdarı 90%- dən çox olduqda)

Məsələn, qazın həcminin standart şəraitə gətirilməsi aşağıdakı asılılıq üzrə yerinə yetirilir:

$$V_{ct} = V_{иш}\frac{P_{иш} \cdot T_{ct} \cdot Z_{ct}}{P_{st} \cdot T_{иш} \cdot Z_{иш}} \qquad (5.2)$$

burada st. və iş. – uyğun olaraq standart və işçi şəraitini göstərən indekslərdir.

Alçaq təzyiqli qaz kəmərləri üçün inhiraf əmsalını nəzərə almamaq, başqa sözlə, $Z_{st} \approx Z_{иш}$ qəbul etmək olar. (5.2) ifadəsini, $P_{st} \approx 1at, T_{st} = 293K$ olduğunu nəzərə alsaq, aşağıdakı kimi də yazmaq olar:

$$V_{st} = 293 \cdot V_{iш} \frac{P_{иш}}{T_{иш}} \qquad (5.3)$$

(5.3) ifadəsinə əsasən lazım gəldikdə qazın həcminin standart şəraitdə verilmiş qiymətinə əsasən nəql (işçi) şəraitinə uyğun gələn həcmini də hesablamaq olar.

- ***Qazın sərfi.*** Vahid zamanda boruda axan qazın miqdarı-kütləsi və ya həcmidir. Qazın kütlə, həcmi və kommersiya sərfi anlayışları mövcuddur. Kütlə sərfi, əgər qaz kəməri boyu atqı və qoşqu xətləri olmazsa sabit qalır. Həcmi sərf isə qaz kəməri boyunca təzyiqin düşməsi baş verdiyi üçün getdikcə artır. Komersiya sərfi qazın standart şəraitə gətirilmiş həcmi sərfidir. Komersiya sərfi kütlə sərfinin analoqu olduğu üçün kəmər boyu sabit qalır.

- ***Qazın özlülüyü.*** Özlülük qazın boru kəmərində hərəkətini xarakterizə edən mühüm kəmiyyətlərdən biri olub, mayelərdə olduğu kimi, axıcılıq qabiliyyəti və ya qazın sürüşmə gərginliyinə müqavimət göstərmək xassəsini göstərir. Mayelərdə olduğu kimi dinamik μ_q $(Pa \cdot s, \text{Pz})$ və kinematik $\nu_q = \frac{\mu_q}{\rho_q} (\frac{m^2}{S})$ özlülük anlayışları mövcuddur.

Qazın özlülüyü mayelərdən fərqli olaraq temperaturdan (daha doğrusu $\sqrt{T}$ -dən) asılı olaraq mütənasib artır.

Ümumiyyətlə, qazın özlülüyü ilə onun hal parametrləri arasında asılılıqlar çox mürəkkəbdir. Molekulyar -kinetik nəzəriyyəyə görə qazın özlülüyü aşağıdakı ifadəyə əsasən tapıla bilər:

$$\mu_q = \frac{\rho_q \upsilon \cdot \lambda}{3},$$

burada ρ_q- qazın sıxlığı; υ- qaz molekullarının orta sürəti; λ-qaz molekulların sərbəst yürüş yoludur.

İfadədən göründüyü kimi qazın özlülüyü təzyiq və temperaturdan asılı olaraq dəyişir.

Temperaturun artması ilə özlülüyün çoxalması faktı molekulların orta sürətinin artması ilə izah edilir. Tədqiqatlar göstərir ki, ki, qazların tərkibinin hansı komponentlərdən təşkil olunması və onların miqdarı özlülüyə təsir edir. Məsələn, qazın tərkibində azotun miqdarı 5%-dən artıq olduqda onun qarışığın özlülüyünə təsirinin nəzərə alınması vacibdir.

Təbii qazların nəql praktikası göstərir ki, əgər qazın tərkibində metanın miqdarı 96%-dən çox olarsa, onda böyük xətaya yol vermədən

hesabatlar üçün metanın özlülüyünü qəbul etmək olar.

Qazın özlülüyü additivlik qanununa tabe olmadığı üçün onu emprik düsturlarla adətən 20° S-də təyin edirlər.

$$\frac{1}{\nu_{20}} = \frac{a_1}{\nu_1} + \frac{a^2}{\nu_2} + ... + \frac{a_n}{\nu_n},$$

harada ki, a_1, a_2, a_n- qazın vahidin hissələri ilə verilən molekulyar tərkibi;

Qazın kinematik özlülüyünü 20°S-dən fərqli, -10-dan +40°S intervalında təyin etmək üçün aşağıdakı emprik düsturdan istifadə olunur:

$$\nu_t = \nu_{20}\left[1 + 0{,}006(t - 20)\right],$$

burada ν_{20} və ν_t- uyğun olaraq qaz qarışığının standart şəraitdə və t temperaturunda kinematik özlülüyüdür.

- ***Qazın xüsusi istilik tutumu*** (C). İstilik tutumu vahid qaz kütləsini 1°C qızdırmaq üçün lazım olan istilik miqdarıdır (q) və $C/(kq \cdot K)$ ilə ölçülür:

$$c = dq / dT$$

Termodinamiki hesablamalarda baş verən prosesdən asılı olaraq sabit həcmdəki (c_v) və sabit təzyiqdəki (c_p) istilik tutumları tətbiq edilir. Əgər qaz izoxarik olaraq qızdırılırsa, onda verilən istilik qazın daxili enerjisinin (U) artmasına sərf olunur. Bu zaman sabit həcmdəki istilik tutumu

$$c_v = dq / dT = dU / dT$$

Əgər qaz izobarik olaraq qızdırılırsa, onda verilən istilik qazın daxili enerjisinin artması ilə bərabər onun gördüyü işə ($P \cdot \upsilon$) də sərf olunur.

Yəni, sabit təzyiqdəki istilik tutumu

$$c_p = \frac{dQ}{dT} = \frac{d(U + p\upsilon)}{dT} = \frac{di}{dT}$$

burada υ - qazın xüsusi həcmi, $i = U + p\upsilon$ - qazın entalpiyasıdır.

c_p, c_v və qaz sabiti R aralarında aşağadakı asılılıq (Mayer düsturu) mövcuddur:

$$c_p - c_v = R$$

Bundan əlavə, c_p və c_v-nin nisbəti adiobata göstəricisini ($c_p / c_v = K$) xarakterizə edir.

- ***Coul-Tomson effekti.*** Coul-Tomson real qazın boru kəmərində droselləşməsi hesabına, onun temperaturunun azalması ilə bağlı yaranır. Sabit diametrli qaz kəmərində droselləşmə prosesinin baş verməsi kəmərin uzunluğu boyu təzyiqin düşməsi ilə əlaqədardır. Qaz kəmərləri üçün xarakterik olan təzyiq və temperaturda droselləşmə bir qayda olaraq qazın soyuması ilə müşahidə olunur. Qazın boru kəmərində hərəkəti zamanı Coul-Tomson effekti hesabına temperaturun aşağı düşməsini belə izah etmək olar. Droselləşmə prosesi energetik baxımdan təcrid olunmuş hesab olunduğu üçün qazın daxili enerjisi dəyişməz qalır. Qazın daxili enerjisi molekulların kinetik hərəkət enerjisi və onların qarşılıqlı təsirini müəyyən edən potensial

enerjidən ibarətdir. Boru kəmərində hərəkət edən qaz təzyiq düşdüyü üçün genişləndiyindən qaz molekulları arasında məsafə çoxalır və nəticədə onlar arasında qarşılıqlı cəzb etmənin potensial enerjisi artır. Bu zaman daxili enerji sabit qaldığından potensial enerjinin artması kinetik enerjinin, yəni qazın temperaturunun azalması ilə müşahidə olunur. Droselləşmə zamanı qazın temperaturunun azalması effekti Coul -Tomson əmsalı, $D_i = (\partial T / \partial P)_i$ ilə xarakterizə edilir.

5.2. Qaz kəmərlərinin hidravliki hesablanması

Qaz kəmərlərinin hidravliki hesablanmasını kəmərdə qazın qərarlaşmış hərəkət rejimi olan hal üçün aparaq. Qeyd edək ki, qazın bu cür hərəkət rejimi bir sıra praktiki məsələlərin həlli zamanı, o cümlədən qaz kəmərlərinin texnoloji hesablanmasını aparmaq məqsədilə qəbul olunur.

Baxılan halda qazın boruda hərəkət və kəsilməzlik tənlikləri uyğun olaraq aşağıdakı kimi olacaqdır:

$$\frac{d(\rho w^2)}{dx} = -\frac{dP}{dx} - \rho g \frac{dz}{dx} - \lambda \frac{\rho w^2}{2D} \qquad (5.4)$$

$$\frac{d(\rho w^2)}{dx} = 0 \qquad (5.5)$$

burada

$\rho, w -$ uyğun olaraq qazın sıxlığı və kəmərdə hərəkət sürəti $\left(\frac{m}{s}\right)$;

$x -$ borunun oxu və qazın axma istiqaməti ilə üst-üstə düşən koordinat; $\rho, w, P -$ uyğun olaraq x kəsiyində qazın sıxlığı, sürəti və təzyiqi; z - x kəsiyinin mərkəzi yerləşən hündürlük; $\lambda -$ hidravliki müqavimət əmsalı;

D – boru kəmərinin diametri $(D = const)$.

(5.5) -dən göründüyü kimi, $\rho w = const$.

Onda,

$$d = (\rho w^2) = \rho \; w \; d \; w = \rho dw^2 / 2$$

yazmaq olar.

Bunu nəzərə alaraq (5.4) tənliyini aşağıdakı şəkildə yazmaq olar:

$$-dP = \rho\lambda \frac{dx}{D}\frac{w^2}{2} + \rho gdz + \rho d\frac{w^2}{2}$$

Sonuncu ifadə onu göstərir ki, kəmərdə təzyiqin düşməsi sürtünməyə, qazın şaquli olaraq yuxarı qaldırılması və sürətin artmasına sərf olunan təzyiq itkilərinin cəmindən ibarətdir. Məhz bu tənlik hidravliki hesablamalar aparmaq üçün ilkin tənlik hesab olunur. Hesablamalar üçün lazım olan düsturları almaq üçün həmin ifadəyə daxil olan ρ və w dəyişənlərini yox etmək lazımdır.

Bunun üçün uyğun olaraq kəsilməzlik və hal tənliklərinin aşağıda göstərilən ifadələrindən istifadə edək:

$$F \cdot \rho \, w = M \qquad (5.6)$$

$$P / \rho = ZRT \qquad (5.7)$$

burada F – borunun en kəsik sahəsi; M - kütlə sərfidir.

Temperatur (T) və ideal qaz qanunlarında fərqlənməni nəzərə alan qazın sıxılma (inhiraf) əmsalı (Z) sabit qəbul edilir.

Beləliklə, (5.6) və (5.7) ifadələrinə uyğun olaraq (5.4) ifadəsində $\rho = P/(ZRT)$ və $w = MZRT/(FP)$ olduğunu nəzərə alsaq, həmçinin $\rho gdz \cong 0$ qəbul etsək (relyefin təsiri olmayan hallarda) alarıq:

$$-PdP = \frac{M^2 ZRT}{2F^2}\left(\lambda\frac{dx}{D} - 2\frac{dP}{P}\right)$$

Sonuncu ifadəni intiqrallasaq,

$$P_b^2 - P_s^2 = \frac{M^2 ZRT}{F^2}\left(\lambda \frac{L}{D} + 2\ln\frac{P_b}{P_s}\right),$$

harada ki, P_b, P_s – qaz kəmərində uyğun olaraq başlanğıc və son təzyiq; L – qaz kəmərinin hesablanan hissəsinin uzunluğudur. İfadəyə daxil olan ($2\ln P_b / P_s$) həddi boru kəməri boyu kinetik enerjinin artmasını göstərir. Qeyd etmək lazımdır ki, magistral qaz kəmərləri üçün bu həddin qiyməti $\lambda L / D$ həddinə nisbətən çox-çox kiçik olduğu üçün onu nəzərdən atmaq mümkündür.

Beləliklə, $F = \pi D^2 / 4$ olduğunu da nəzərə almaqla yazmaq olar:

$$P_b^2 - P_s^2 = \frac{16}{\pi^2} ZRT \frac{L}{D^5} M^2 \quad (5.8)$$

Sonuncu (5.8) ifadəsinə əsasən, əgər kütlə sərfi (M) məlumdursa, kəmərdə təzyiqin düşməsini təyin etmək olar. Təcrübədə bir çox hallarda məlum olan başlanğıc və son təzyiqlərə görə kütlə sərfinin təyin edilməsinin zərurəti yaranır. Onda (5.8) ifadəsinə əsasən yazmaq olar:

$$M = \frac{\pi}{4}\sqrt{\frac{P_b^2 - P_s^2}{ZRT\lambda L} D^5} \quad (5.9)$$

Sözsüz ki, qaz kəmərlərinin hidravliki hesablanmasını aparmaq üçün (5.8) və (5.9) ifadələrinə daxil olan digər kəmiyyətlər də məlum olmalıdır. Əksər hallarda (5.9) ifadəsini sərfin düsturu, (5.8) isə təzyiqlər kvadratının düşməsi düsturu adlandırırlar.

Artıq qeyd olunduğu kimi, layihə və istismar təşkilatlarında ən çox kommersiya sərfi təyin edildiyi üçün və bu sərf standart şəraitə gətirilən həcmi sərf olunduğundan $M = Q \cdot \rho_{st}$ qəbul edilməlidir (ρ_{st}- standart şəraitdə qazın sıxlığıdır). Əgər $\rho_{st} = P_{st} / RT_{st}$ və qaz sabitinin $R = R_{hava} / \Delta$ olduğunu nəzərə alsaq (Δ-qazın nisbi sıxlığı olub $\Delta = \rho / \rho_{hava}$) qazın kommersiya sərfinin təyini üçün alarıq:

$$Q = k\sqrt{\frac{P_b^2 - P_s^2}{ZT\lambda L\Delta} \cdot D^5} \quad , \qquad (5.10)$$

harada ki,

$$k = \frac{\pi}{4}\frac{T_{st}}{P_{st}}\sqrt{R_{hava}}$$

Bu zaman təzyiqlər kvadratları fərqinin düsturu aşağıdakı kimi olacaqdır:

$$P_b^2 - P_s^2 = \frac{1}{k^2}\frac{ZT\lambda L\Delta}{D^5}Q^2 \qquad (5.11)$$

(5.10) və (5.11) ifadələrində Z, T və λ kəmiyyətləri qabaqcadan təyin edilməlidir. k əmsalını isə hesablamaq olar. Belə ki, $T_{st} = 293K$; $P_{st} = 101{,}3 \cdot 10^3\, Pa$; $R_{hava} = 287 m^2 / \left(s^2 \cdot K\right)$ olduğunu nəzərə alsaq,

$$k = \frac{\pi}{4}\frac{T_{st}}{P_{st}}\sqrt{R_{hava}} = \frac{3{,}14}{4} \cdot \frac{293 \cdot \sqrt{287}}{101{,}3 \cdot 10^3} = 0{,}0385\frac{m^2 \cdot s \cdot K^{0{,}5}}{kq}$$

olar.

5.3. Qaz kəmərinin temperatur rejimi

Qaz kəmərlərinin istismar səmərəliliyini artırmaq üçün temperatur rejiminin müəyyən edilməsinin çox əhəmiyyəti vardır. Kəmərdə hərəkət edən qazın temperutru hərəkətin fiziki şəraitindən və ətraf mühitlə olan istilik mübadiləsindən asılı olaraq azalır. Kəmərin temperatur rejimini araşdırmaq məqsədilə termodinamikanın birinci başlanğıcının tənliyinə uyğun olaraq qaza verilən istilik miqdarını (dq) aşağıdakı kimi yazmaq olar.

$$dq = du + Pd\upsilon \qquad (5.12)$$

Burada du – qazın daxili enerjisinin dəyişməsi; P – təzyiq; V- qazın xüsusi həcmi; $Pd\upsilon$ – qazın gördüyü işdir.

Qaza verilən istilik (dq) xaricdən verilən (dq_{xar}) və sürtünmə nəticəsində ayrılan $(dq_{\text{сцр}})$ istiliklərdən ibarət olduğu üçün $dq = dq_{xar} + dq_{\text{сцр}}$.

Uzunluğu dx olan qaz kəmərində hərəkət edən qaza xaricdən verilən istilik aşağıdakı kimi hesablanılır:

$$dq_{xar} = -k\pi D(T - T_0)dx / M \tag{5.13}$$

burada k – qazdan ətraf mühitə istilikvermə əmsalıdır; D – kəmərin diametri; T – x kəsiyində qazın temperaturu; T_0 – ətraf mühitin temperaturu; M – qazın kütlə sərfidir.

Qazın gördüyü işin $Pd\upsilon = d(P/\rho) - dP/\rho$ olduğunu nəzərə alsaq (ρ – qazın sıxlığıdır),

$$-\frac{k\pi D(T - T_0)dx}{M} + dq_{\text{сцр}} = dU + d\left(\frac{P}{\rho}\right) - \frac{dP}{\rho} \tag{5.14}$$

$U + \dfrac{P}{\rho} = i$ – entalpiya olduğu üçün (5.14) ifadəsi aşağıdakı kimi olar:

$$-\frac{k\pi D(T - T_0)dx}{M} + dq_{\text{сцр}} = di - \frac{dP}{\rho}$$

Əgər kinetik enerjinin dəyişməsini və ağırlıq qüvvəsinin təsirini nəzərə almasaq, onda

$$dq_{\text{сцр}} \approx \lambda \frac{dx}{D}\frac{w^2}{2} \approx -\frac{dP}{\rho}$$

yazmaq olar.

Yəni, $dq_{\text{сцр}}$ və $-\dfrac{dP}{\rho}$ ixtisara düşürlər. Formal olaraq bu belədir. Ancaq fiziki mənası ondadır ki, sürtünməni dəf etmək üçün qazın sərf etdiyi iş həmin anda $dq_{\text{сцр}}$ istiliyi şəklində qaza qayıdır. Sürtünmə işinin ayrılan istiliklə kompensasiyası daxili prosesdir, lakin baxılan tənlik qazla ətraf mühit arasında enerji balansını əks etdirir.

Beləliklə, qeyd olunanları nəzərə alsaq, alarıq:

$$-k\pi D(T-T_0)dx/M = di \tag{5.15}$$

Entalpiya təzyiq və temperaturun funksiyası $i = i(T,P)$ olduğu üçün yaza bilərik:

$$\left(\frac{\partial i}{\partial T}\right)_P = dT + \left(\frac{\partial i}{\partial P}\right)_T dP = 0$$

$\left(\frac{\partial i}{\partial T}\right)_P = C_P$ - sabit təzyiqdəki istilik tutumudur.

Tutaq ki, entalpiya sabitdir ($i = const$). Onda

$$\left(\frac{\partial i}{\partial P}\right)_T = -\left(\frac{\partial i}{\partial T}\right)_P \left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_i$$

alarıq.

$\left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_i = D_i$ – Coul – Tomson əmsalı olduğundan yaza bilərik:

$$\left(\frac{\partial i}{\partial P}\right)_T = -C_P D_i \text{ë}$$

Beləliklə, alırıq ki,

$$di = c_P dT - C_P D_i \cdot dP$$

Sonuncu ifadəni (5.15)- də yerinə qoysaq, $C_P -$ yə bölsək, alarıq:

$$-\frac{k\pi D(T-T_0)dx}{M \cdot C_P} = dT - D_i dP$$

İndi $dP = \frac{dP}{dx}dx$ şəklində yazsaq və qəbul etsək ki, təzyiqin düşməsi xətti palanma qanunu ilə baş verir, yəni $dP/dx = -(P_b - P_s)/L$, həmçinin $a = k\pi D/(M \cdot C_P)$ əvəzləməsini aparsaq, onda yazmaq olar:

$$-a(T-T_0)dx = dT + D_i \frac{P_b - P_s}{L} dx$$

Sonuncu ifadəni dəyişənlərinə ayırsaq,

$$dx = -\frac{dT}{a(T - T_0) + D_i (P_b - P_s)/L} \tag{5.16}$$

(5.16) ifadəsini inteqrallasaq, qaz kəməri boyu temperaturun dəyişməsi ifadəsini alarıq:

$$T = T_0 (T_b - T_0) \exp(-ax) - D_i \frac{P_b - P_s}{aL} [1 - \exp(-ax)] \tag{5.17}$$

(5.17) ifadəsində axırıncı həddi nəzərə almasaq, Şuxov ifadəsini almış olarıq.

$$T = T_0 (T_b - T_0) \exp(-ax) \tag{ 5.18}$$

Şuxov düsturu ətraf mühitə istilik ötürməsi hesabına qaz kəməri boyu temperaturun paylanmasını göstərir. (5.18) ifadəsindən göründüyü kimi $T_b > T_0$ olduqca qaz kəmərinin istənilən nöqtəsində qazın temperaturu (T) ətraf mühitin temperaturundan (T_0) çoxdur. Təkcə $x \to \infty$ olduqda $T = T_0$ olur.

(5.17) ifadəsində sonuncu hədd Coul – Tomson effekti hesabına baş verən temperatur azalmasını göstərir. Qeyd etmək lazımdır ki, hesablamanın dəqiqliyinin artırılması tələb olunduqda bu hədd nəzərə alınmalıdır.

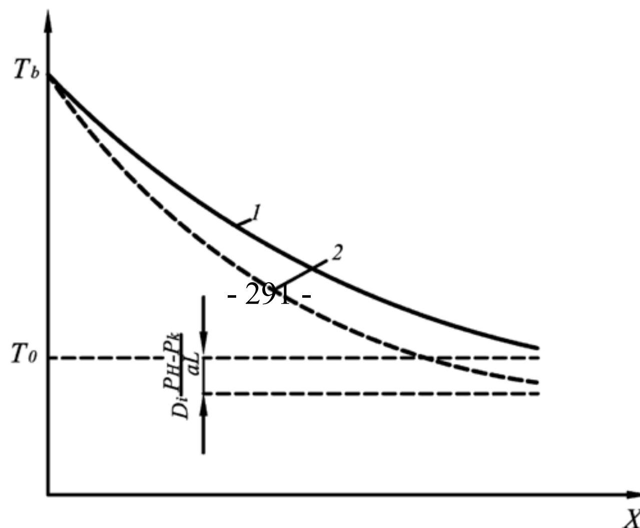
(5.17) və (5.18) ifadələrinə əsasən qaz kəməri boyu orta temperaturun təyini üçün aşağıdakı ifadələri yazmaq olar:

$$T_{or} = T_0 + (T_b - T_0) \frac{1 - \exp(-aL)}{aL} - D_i \frac{P_b - P_s}{aL} \left(1 - \frac{1 - \exp(-aL)}{aL} \right) \tag{ 5.19}$$

$$T_{or} = T_0 + (T_b - T_0) \frac{1 - \exp(-aL)}{aL}$$

Qeyd etmək lazımdır ki, qaz kəmərlərinin hidravliki hesabatı zamanı istifadə olunan qazın temperaturu məhz T_{or}–ya bərabər olan temperatur qəbul edilir.

Qaz kəməri boyu temperatur dəyişməsi



şəkil 5.2–də göstərilmişdir.

Şəkil 5.2. Qaz kəməri boyu qazın temperaturunun dəyişməsi

1-Şuxov ifadəsinə görə; 2-Coul-Tomson effekti nəzərə alınmaqla

5.4. Qaz kəməri boyu təzyiqin düşməsi. Orta təzyiq

Yuxarıda qeyd olunduğu kimi qaz kəmərinin başlanğıcında və sonunda təzyiqlərin kvadratları fərqi:

$$P_b^2 - P_s^2 = \frac{1}{k^2}\frac{z \cdot T \cdot \lambda \cdot L \cdot \Delta}{D^5} \cdot Q^2 \qquad (5.20)$$

Kəmər boyu təzyiqin paylanmasını tapmaq üçün (5.20) ifadəsində L-i x – lə əvəz etsək alarıq:

$$P^2 = P_b^2 - \frac{1}{k^2}\frac{z \cdot T \cdot \lambda \cdot L \cdot \Delta}{D^5} \cdot Q^2 \cdot x$$

və ya

$$P^2 = P_b^2 - c \cdot Q^2 \cdot x, \qquad (5.21)$$

harada ki,

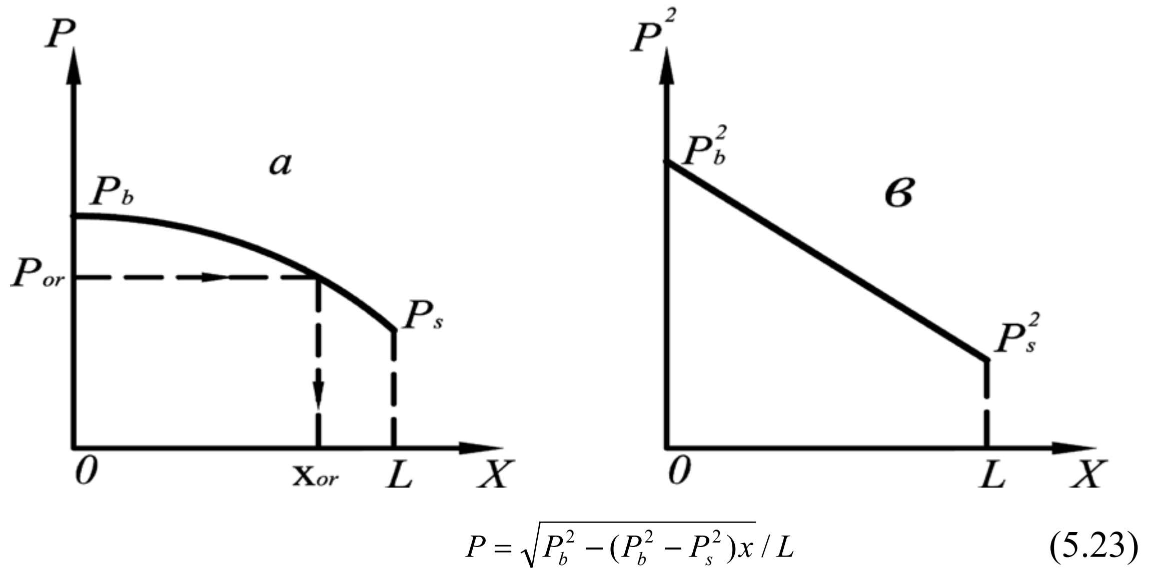
$$c = \frac{1}{k^2}\frac{z \cdot T \cdot \lambda \cdot L \cdot \Delta}{D^5}$$

Göründüyü kimi (5.21) ifadəsi boru kəmərində təzyiqin kvadratlarının dəyişməsini xarakterizə edir. Nəzərə alsaq ki, magistral qaz kəmərləri üçün c dəyişməz qalır, təzyiqin $x-$dən asılı olaraq dəyişməsi xətti qanunla baş verəcəkdir (şəkil 5.3, b).

Onda (5.21) ifadəsindən qaz kəmərinin uzunluğu boyu təzyiqin dəyişməsini xarakterizə edən aşağıdakı ifadəni alarıq:

$$P = \sqrt{P_b^2 - cQ^2 \cdot x} \tag{5.22}$$

Əgər $cQ^2 = \left(P_b^2 - P_s^2\right)/L$ olduğunu qəbul etsək, onda (5.22) tənliyini aşağıdakı kimi yazmaq olar:



$$P = \sqrt{P_b^2 - (P_b^2 - P_s^2)x / L} \tag{5.23}$$

Sonuncu (5.23) ifadəsinə əsasən təzyiqin kəmər boyu dəyişməsi şəkil 5.3, a-da göstərilmişdir.

Şəkil 5.3. Qaz kəmərinin uzunluğu boyu təzyiqin kvadratlar fərqinin (b) və təzyiqin (a) paylanması əyriləri

(5.23) ifadəsindən istifadə edərək qaz kəmərində orta təzyiqi tapaq:

$$P_{or} = \frac{1}{L}\int_0^L \sqrt{P_b^2 - \frac{P_b^2 - P_s^2}{L} x dx}$$

Sonuncu ifadəni intiqrallasaq, alarıq.

$$P_{or} = \frac{2}{3}\frac{P_b^3 - P_s^3}{P_b^2 - P_s^2}$$

və ya

$$P_{or} = \frac{2}{3}\left(P_b + \frac{P_s^2}{P_b + P_s}\right) \qquad (5.24)$$

Beləliklə, (5.24) ifadəsinə əsasən istismar zamanı başlanğıc və son təzyiqlərin məlum olan qiymətlərinə əsasən qaz kəmərində orta təzyiqi hesablamaq olar. Adətən, qaz kəmərində orta təzyiq qazın nəqli dayandırıldıqdan sonra qərarlaşan təzyiq hesab edilir. Orta təziqə görə qazın sıxılma (inhiraf) əmsalı, həmçinin kmərdə yığılan təbii qazın miqdarı müəyyən edilir. (5.23) ifadəsində $P = P_{or}$ qəbul etsək, təzyiqin orta təzyiqə hansı məsafədə bərabər olmasını taparıq:

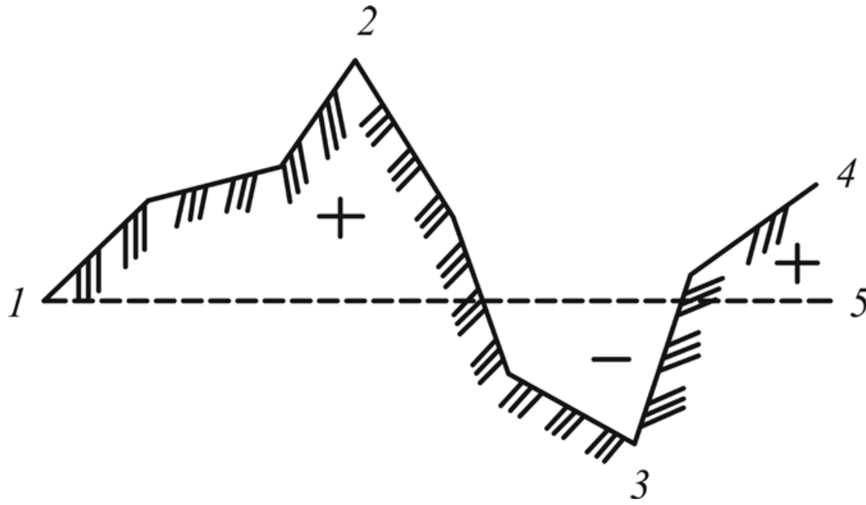
$$X_{or} = \frac{P_b^2 - P_{or}^2}{P_b^2 - P_s^2} \cdot L \qquad (5.25)$$

Sonuncu ifadədən görünür ki, X_{or} məsafəsi $\frac{P_b}{P_s}$ təzyiqlər nisbətindən asılıdır.

$\frac{P_b}{P_s}$ nisbəti 1- dən sonsuzluğa kimi dəyişdikdə, $\frac{X_{or}}{L}$ nisbəti uyğun olaraq 1/2-dən 5/9-a kimi dəyişir.

5.5. Trasın relyefi nəzərə alınmaqla qaz kəmərinin hesablanması

Qaz kəmərlərinin layihələşdirilməsinin texnoloji normalarına görə kəmərin trasının relyefi, əgər başlanğıc nöqtəyə görə 200 m-dən çox fərqlənərsə, boru kəmərinin hesabı zamanı nəzərə alınmalıdır. Fərz edək, belə bir qaz kəməri bir-biri ilə düz xətli maili hissələrin birləşməsindən əmələ gəlib. Həmin hissələrin hər birinin başlanğıc və sonu geodezik hündüürlükləri kifayət qədər fərqli olan kəmərin trasının xarakterik nöqtələridir (şəkil 5.4).



Şəkil 5.4.

Qaz kəmərinin trasının hesabi profili

Əgər sahələr üzrə mikrorelyefləri nəzərdən atsaq, bu hissələrdən hər biri üçün

$$-dP = \rho\lambda \frac{dx}{D}\frac{w^2}{2} + \rho g dz \qquad (5.26)$$

Buraya hal tənliyini əlavə etsək, yəni $P/\rho = zRT$ və $w = \frac{4M}{\pi D^2 \rho} = \frac{4MZRT}{\pi D^2 P}$;

$dz = \frac{dz}{dx}dx$ və ya $dz = \frac{\Delta z}{l}dx$ (mail boru kəmərləri üçün $\frac{dz}{dx} = \frac{\Delta z}{l}$ olduğundan) əvəzləmələrini aparsaq, həmçinin (5.26)-ni P-yə vursaq nəticədə alarıq:

$$-dP^2 = (M^2 b + a\frac{\Delta z}{l}P^2)dx, \qquad (5.27)$$

harada ki,

$$b = \frac{16ZRT}{\pi^2 D^5}\lambda \quad \text{və} \quad a = \frac{2g}{ZRT}$$

(5.27) – ni intiqrallasaq, alarıq:

$$P_b - P_s^2 \exp(a\Delta z) = M^2 bl \frac{\exp(a\Delta z) - 1}{a\Delta z}$$

Sonuncu ifadəni qaz kəmərinin trasının verilən hesabı sxeminin ayrı-ayrı hissələri üçün yazaq.

1- ci hissə üçün: $P_b^2 - P_1^2 \exp(a \cdot \Delta z_1) = M^2 bl_1 \frac{\exp(a \cdot \Delta z_1) - 1}{a \cdot \Delta z_1}$

2- ci hissə üçün: $P_1^2 - P_2^2 \exp(a \cdot \Delta z_2) = M^2 bl_2 \frac{\exp(a \cdot \Delta z_2) - 1}{a \cdot \Delta z_2}$

3-cü hissə üçün: $P_2^2 - P_3^2 \exp(a \cdot \Delta z_3) = M^2 bl_3 \frac{\exp(a \cdot \Delta z_3) - 1}{a \cdot \Delta z_3}$

Sonuncu hissə üçün: $P_{s-1}^2 - P_s^2 \exp(a\Delta z_s) = M^2 bl_s \frac{\exp(a\Delta z_s) - 1}{a \cdot \Delta Z_s}$

2-ci tənliyi $\exp(a\Delta Z_1)$-ə, 3-cü tənliyi $\exp[a(\Delta Z_2 + \Delta Z_1)]$-ə, 4-cü tənliyi isə $\exp[a(\Delta Z_3 + \Delta Z_2 + Z_1)]$-ə və s. vursaq, həmçinin nəzərə alsaq ki, $a\Delta z_1 = a(z_1 - z_b)$; $a(\Delta z_2 + \Delta Z_1) = a(Z_2 - Z_b)$; $a(\Delta z_3 + \Delta z_2 + \Delta z_1) = a(z_3 - z_b)$ və s., onda bütün hissələr üçün tənlikləri toplasaq, $z_b = 0$ qəbul etsək, alarıq:

$$P_b - P_s^2 \exp(az_s) = M^2 b \sum_{i=1}^{k} \ell_i \frac{\exp(az_i) - \exp(az_{i-1})}{a(z_i - z_{i-1})} \qquad (5.28)$$

Sonuncu ifadəyə daxil olan $\exp(az_i)$ sıraya ayırsaq, yaza bilərik:

$$\exp(az_i) \approx 1 + az_i + \frac{(az_i)^2}{2}.$$

Deməli,

$$\frac{\exp(az_i)-\exp(az_{i-1})}{a(z_1-z_{i-1})}=\frac{1+az_i+\frac{(az_1)^2}{2}-\left[1+az_{i-1}+\frac{(az_{i-1})^2}{2}\right]}{a(z_i-z_{i-1})}=1+\frac{a}{2}(z_i+z_{i-1})$$

Nəzərə alsaq ki, $\exp(az_s)\approx 1+az_s$ yazmaq mümkündür, onda (5.28) ifadəsinə əsasən yaza bilərik

$$P^2{}_b-P^2{}_s(1+az_s)=M^2b\ell\left\{1+\frac{a}{2l}\sum_{i=1}^{k}(z_1+z_{i-1})l_i\right\} \qquad (5.29)$$

Sonuncu ifadədən qazın kütlə sərfinin təyini üçün aşağıdakı ifadəni alırıq:

$$M=\sqrt{\frac{P_b-P_s(1+aZ_s)^2}{bL\left\{1+\frac{a}{2L}\sum_{i=1}^{k}(Z_1+Z_{i-1})l_i\right\}}} \qquad (5.30)$$

Burada aZ_s qaz kəmərinin son və başlanğıc nöqtələrinin hündürlüklər fərqinin onun buraxma qabiliyyətinə təsirini nəzərə alır. Belə ki, son nöqtə başlanğıc nöqtəyə nisbətən daha yüksəkdə yerləşdikcə, yəni Z_s çoxaldıqca kəmərin buraxma qabiliyyəti azalır və əksinə.

(5.30) ifadəsində $\frac{a}{2L}\sum_{i=1}^{k}(Z_1+Z_{i-1})l_i$ ifadəsi aralıq nöqtələriin geodezik hündürlüklərinin, yəni trasın profilinin xüsusiyyətinin kəmərin buraxma qabiliyyətinə təsirini nəzərə alır. Əgər qaz kəməri trasının hesabı profilinə (şəkil 5.4) nəzər salsaq görərik ki, $\frac{1}{2}\sum_{i=1}^{k}(Z_i+Z_{i-1})\cdot l_i=F$ ifadəsi trasın profili ilə kəmərin başlanğıcından keçirilən horizontal xətt arasında qalan sahələrin cəbri cəmini ifadə edir. Profil xətti horizontal xətdən yuxarı keçir F sahəsi müsbət işarəli, aşağı keçəndə isə bu sahə mənfidir.

Beləliklə, (5.30) ifadəsindən də göründüyü kimi, buraxma qabiliyyəti o qaz kəmərində daha çox olacaqdır ki, hansında cəm sahə (F) kiçik olacaqdır. Məsələn, 1-2-3-4 qaz kəmərinin buraxma qabiliyyəti həmin uzunluqda,

diametrdə olan 1-5 kəmərindən kiçikdir. Bu tək ona görə deyil ki, $Z_4 \rangle Z_5$. Həm də ona görədir ki, $F_{1-2-3-4} \succ 0$. Trasın profilinin formasını qaz kəmərinin buraxma qabiliyyətinə təsiri onunla bağlıdır ki, qaz kəmərinin başlanğıcında qazın sıxlığı daha çox olur, nəinki kəmərin fonunda. Əgər (5.29 və (5.30) ifadələrində az_k və $\frac{a}{2L}\sum_{i=1}^{k}(Z_i + Z_{i-1}) \cdot l_i$ hədlərini nəzərə almasaq, onda həmin düsturlar horizontal qaz kəmərləri üçün olan düsturlara çevriləcəkdir.

5.6. Mürəkkəb qaz kəmərlərinin hesablanması

Birxətli, sabit diametrli qaz kəmərlərindən fərqlənən kəmərlərə mürəkkəb qaz kəmərləri deyilir. Mürəkkəb qaz kəmərlərinə misal olaraq lupinqli , paralel kəmərlər və müxtəlif diametrli kəmərlərin ardıcıl olaraq birləşməsindən yaranan qaz kəmərini göstərmək olar. Bunlardan əlavə mürəkkəb kəmərlərə yol boyu atqı və qoşqu xətləri olan qaz kəmərləri də daxildir.

Mürəkkəb qaz kəmərlərinin hesablanmasının məqsədi sadə qaz kəmərlərində olduğu kimidir. Yəni, məqsəd buraxma qabiliyyətinin, ya da qovşaq nöqtələrində təzyiqin (başlanğıc və ya son nöqtələr, atqı və ya qoşqu nöqtələri) tapılmasından ibarətdir. Bu zaman əsas hesablama düsturları sadə kəmərlərdə olduğu kimi aşağıdakılardır:

$$Q = k\sqrt{\frac{P_b^2 - P_s^2}{zT\lambda L\Delta} \cdot D^5} \qquad (5.31)$$

$$P_b^2 - P_s^2 = \frac{1}{k^2}\frac{Z \cdot T \cdot \lambda \cdot L \cdot \Delta}{D^5} \cdot Q^2 \qquad (5.32)$$

$$k = \frac{\pi}{4} \frac{T_{st}}{P_{st}} \sqrt{R_{hava}} = 0{,}0385 \frac{m^2 \cdot s \cdot K^{0,5}}{kq}$$

(5.31) və (5.32) ifadələrini mürəkkəb qaz kəmərlərinin ayrı-ayrı xətləri, yaxud sadə hala gətirilmiş kəmər üçün tətbiq etmək olar.

(5.31) və (5.32) ifadələrini daha kompakt şəklə salaq. Göründüyü kimi ifadələrə daxil olan Z, T və Δ ayrı-ayrılıqda təyin edilir və onları verilən kimi qəbul etmək olar. Onda həmin parametrləri də sabit A_0 əmsalına daxil etməklə alarıq.

$$Q = A_0 \sqrt{\frac{P_b^2 - P_s^2}{\lambda L} \cdot D^5} \tag{5.33}$$

$$P_b^2 - P_s^2 = B_0 Q^2 \cdot \lambda L / D^5, \tag{5.34}$$

harada ki, $A_0 = k / \sqrt{zT\Delta}$; $B_0 = 1 / A_0^2$

Qaz kəmərində qazın hərəkəti əsasən kvadratik hərəkət rejimində baş verdiyi üçün $\lambda = 0{,}067(2k / D)^{0,2}$ olduğunu nəzərə alsaq, onda (5.33) və (5.34) ifadələri aşağıdakı kimi olar:

$$Q = A \cdot D^{2,6} \sqrt{\left(P_b^2 - P_s^2\right) / L} \tag{5.35}$$

$$P_b^2 - P_s^2 = BQ^2 L / D^{5,2} \tag{5.36}$$

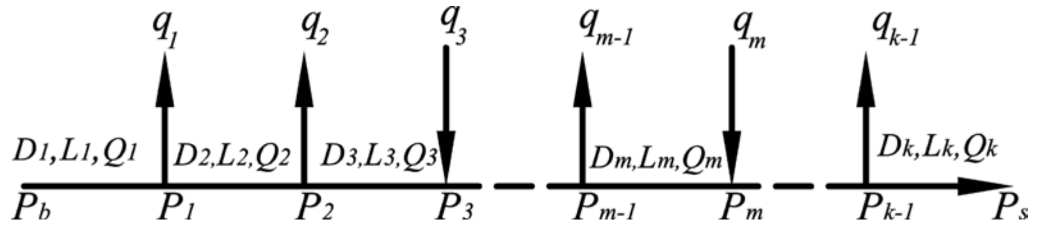
$$A = A_0 / \sqrt{0{,}067 \cdot (2k)^{0,2}} \;\; ; \; B = B_0 \cdot 0{,}067 (2k)^{0,2}$$

5.6.1. Yolüstü atqı və qoşqu xətləri olan birxətli mürəkkəb qaz kəmərinin hesablanması

Tutaq ki, mürəkkəb qaz kəməri sərhədləri qoşqu və atqı məntəqələri olan birxətli olmaqla kəmər hissələrindən ibarətdir.

Hesab edək ki, həmin hissələr sadə qaz kəmərlərdir. Hər bir hissəyə qoşqu və ya atqılar q_1, q_2, q_3 və s. verilmişdir. Aydındır ki, hər bir hissədə nəql olunan qazın sərfləri Q_1, Q_2, Q_3 və s. məlumdur. Tələb olunur ki, verilən bu məlumatlara əsasən qaz kəmərinin qovşaq nöqtələrində təzyiqin qiymətləri (P_1, P_2, P_3) təyin edilsin.

Beləliklə, (5.34) ifadəsinə və şəkil 5.5-ə uyğun olaraq yaza bilərik:



Şəkil 5.5. Birxətli mürəkkəb qaz kəmərinin sxemi

1- ci hissə üçün: $P_b^2 - P_1^2 = B_0 Q_1^2 \lambda_1 L_1 / D_1^5$

2- ci hissə üçün: $P_1^2 - P_2^2 = B_0 Q_2^2 \lambda_2 L_2 / D_2^5$

m- ci hissə üçün: $P_{m-1}^2 - P_m^2 = B_0 Q_m^2 \lambda_m L_m / D_m^5$

Sonuncu hissə üçün: $P_{s-1}^2 - P_s^2 = B_0 Q_s^2 \lambda_s L_s / D_s^5$.

Qaz kəmərinin hissələri üçün yazılan ifadələri toplasaq, alarıq:

$$P_b^2 - P_s^2 = B_0 \sum_{i=1}^{k} Q_i^2 \lambda_i L_i / D_i^m \qquad (5.37)$$

Bu zaman m hissəsinin sonundakı təzyiq aşağıdakı ifadədən tapıla bilər:

$$P_b^2 - P_m^2 = B_0 \sum_{i=1}^{m} Q_i^2 \lambda_i L_i / D_i^5 \qquad (5.38)$$

və ya

$$P_m^2 - P_s^2 = B_0 \sum_{i=m+1}^{k} Q_i^2 \cdot \lambda_i \cdot L_i / D_i^5 \qquad (5.39)$$

Yəni, (5.38) və (5.39) ifadələrinin tətbiqi P_b və ya P_s təzyiqinin məlum olmasından asılı olacaqdır. Lakin əvvəl gərək λ_i hidravliki müqavimət əmsalları təyin edilməlidir. Q_i və D_i məlum olduqları üçün λ_i - nin təyini çətinlik törətmir.

Əgər atqılar (qoşqular) böyük deyilsə, onda sabit diametrli qaz kəmərinin tikilməsi də məqsədəuyğun sayılır. Onda,

$$P_b^2 - P_s^2 = B_0 / D^5 \sum_{i=1}^{k} Q_i^2 \lambda_i L_i \qquad (5.40)$$

Qəbul etsək ki, kəmərdə qazın hərəkəti kvadratik rejimdə baş verir və hidravliki müqavimət əmsalı bütün sahələrdə eynidir, onda

$$P_b^2 - P_s^2 = B_0 \cdot L / D^5 \sum_{i=1}^{k} Q_i^2 L_i \qquad (5.41)$$

Sonuncu ifadədən kəmərin diametrini təyin etmək çox asandır, çünki hidravliki müqavimət əmsalı diametrin funksiyasıdır. Lazım gəldikdə (5.38) və (5.39) ifadələrindən istifadə etməklə qovşaq nöqtələrində təzyiqin qiymətlərini də hesablamaq olar.

5.6.2. Mürəkkəb qaz kəmərinin sadə hala gətirilməsi üsulları

Mürəkkəb qaz kəmərlərinin hesablanmasını asanlaşdırmaq məqsədilə onların sadə hala gətirilməsi zərurəti yaranır. Mürəkkəb qaz kəmərinin sadə hala gətirilməsi ya onun ekvivalent kəmərlə əvəz olunması, ya da xüsusi əmsallardan istifadə olunmaqla həyata keçirilir.

Ekvivalent qaz kəməri dedikdə birxətli, sabit diametrli və buraxma qabiliyyətinin hesablanması aparılan boru kəmərinin buraxma qabiliyyəti ilə eyni olan qaz kəməri başa düşülür. Sözsüz ki, istənilən qaz kəməri üçün diametr və uzunluğuna görə fərqlənən çoxlu sayda ekvivalent kəmərlər

seçmək olar. Ekvivalent kəmərlərin saının sənayedə buraxılan boruların daxili diametrlərinin sayı qədər olması da mümkündür. Ona görə də məsələ müəyyən olunsun deyə, göstərilən kəmiyyətlərdən biri ya diametr, ya da uzunluq verilməlidir. Bu zaman 2-ci kəmiyyət xüsusi hesablama yolu ilə təyin edilməlidir. Əgər ekvivalent kəmərin uzunluğunu verilmiş qəbul etsək, (yəni, kəmərin faktiki uzunluğuna bərabər götürsək), onda hesablanması aparılan qaz kəmərinin buraxma qabiliyyəti (5.35) ifadəsinə uyğun olaraq aşağıdakı kimi təyin ediləcəkdir:

$$Q = AD_e^{2,6}\sqrt{\left(P_b^2 - P_s^2\right)/L} \qquad (5.42)$$

Əgər ekvivalent qaz kəmərinin diametrini verilmiş qəbul etsək (D_0), onda

$$Q = AD_0^{2,6}\sqrt{\frac{P_b^2 - P_s^2}{L_e}} \qquad (5.43)$$

Birinci halda kəmər üçün ekvivalent diametr (D_e), ikinci halda isə ekvivalent uzunluq (L_e) təyin olunmalıdır. Beləliklə, mürəkkəb qaz kəmərinin ekvivalent kəmərlə əvəz olunması üçün xüsusi hesabatla ya D_e, ya da L_e kəmiyyəti təyin edilməlidir.

Sadə qaz kəməri üçün ekvivalent və faktiki diametrlər üst-üstə düşür, yəni $D_e = D$. Ekvivalent uzunluq isə (5.42) və (5.43) ifadələrinin tutuşdurulmasına əsasən $L_e = L(D_0 / D)^{5,2}$.

Göründüyü kimi, mürəkkəb qaz kəmərinin ekvivalent diametrə görə sadə hala gətirilməsi daha asandır, nəinki ekvivalent uzunluğa görə. Ona görə də hesablamalar zamanı üstünlük diametrə görə sadə hala gətirilməsi üsuluna verilir.

İndi isə xüsusi əmsalların köməyi ilə mürəkkəb qaz kəmərlərinin sadə hala gətirilməsinə baxaq. Bu məqsədlə «etalon qaz kəməri» anlayışını qəbul

edək və həmin kəmər üçün diametri ixtiyari qiymət ala bilən D_0 ilə işarə edək. Hesablamanın asan aparılmasının təmin etmək məqsədilə $D_0 = 1000$ mm qəbul etmək olar. Onda etalon qaz kəməri üçün buraxma qabiliyyəti

$$Q_0 = AD_e^{2,6}\sqrt{\left(P_b^2 - P_s^2\right)/L} \qquad (5.44)$$

(5.44) ifadəsinin sağ tərəfini $D_0^{2,6}$-ya vurub, bölsək, onda mürəkkəb qaz kəməri üçün buraxma qabiliyyəti aşağıdakı kimi olacaqdır:

$$Q = AD_0^{2,6}\sqrt{\left(P_b^2 - P_s^2\right)/L} \cdot k_s \qquad (5.45)$$

Burada $k_s = \left(D_e / D_0\right)^{2,6}$ - qaz kəmərinin sərf əmsalı adlanır. Əgər (5.44) və (5.45) ifadələrini tutuşdursaq, onda $k_s = Q/Q_0$. Diametri D olan qaz kəməri üçün $D_e = D$ olduğundan $k_s = \left(D_e / D_0\right)^{2,6}$.

Müxtəlif uzunluqlu paralel kəmərlər blokundan təşkil olunmuş mürəkkəb qaz kəmərlərinin hesablanması zamanı təkcə ekvivalent diametri D_e deyil, həmçinin qaz kəmərinin uzunluğu da daxil olan əmsaldan istifadə olunması daha məqsədəuyğun və rahatdır. Bu əmsalı «gətirilmə əmsalı» **æ** ilə işarə etsək, kəmərin buraxma qabiliyyəti üçün yaza bilərik.

$$Q = AD_0^{2,6}\sqrt{P_b^2 - P_s^2} \cdot æ \qquad (5.46)$$

(5.38), (5.39) və (5.40) ifadələrindən göründüyü kimi

$$æ = D_0^{2,6} \cdot k_s / \sqrt{L} = D_e^{2,6} / \sqrt{L}$$

D_e kimi, k_s və æ əmsallarının hesablanması da aparılan qaz kəmərinin konstruksiyasının xüusiyyətlərini nəzərə alır. Ona görə də D_e kimi k_s və æ-nın da təyini mürəkkəb qaz kəmərinin sadə hala gətirilməsi deməkdir. Beləliklə, mürəkkəb qaz kəmərinin hesablanması üçün (yəni, Q və ya $P_b^2 - P_s^2$ parametrlərinin təyini üçün) hər şeydən əvvəl D_e və ya k_s, yaxud da æ təyin edilməlidir. Əksər hallarda mürəkkəb qaz kəmərini bir-biri ilə

paralel və ya ardıcıl birləşən ayrı-ayrı boru kəmərləri blokundan ibarət olan sistem kimi qəbul etmək olar. Öz növbəsində bu bloklardan hər biri də paralel və ya ardıcıl birləşmiş müxtəlif kiçik bloklardan ibarət ola bilər. Ona görə də bu hallarda qaz kəmərlərinin paralel və ardıcıl birləşmələri halları üçün ayrı-ayrılıqda qeyd olunan əmsalların tapılmasına baxılması daha məqsədəuyğundur.

5.6.3. *Paralel qaz kəmərləri*

Hər hansı konstruksiyaya malik olan qaz kəmərinin, o cümlədən paralel boru kəmərləri sisteminin buraxma qabiliyyətini yuxarıda qeyd olunduğu kimi (5.36), (5.39) və (5.40) ifadələrinə əsasən təyin etmək mümükündür. Sistemə daxil olan i-ci boru kəməri üçün buraxma qabiliyyəti həmin ifadələrə əsasən hesablana bilər. Bu zaman gərək D_e, k_s və æ əmsallarının indekslərində i qeyd olunsun. Paralel qaz kəmərlərinin sayını n qəbul etsək və $Q = \sum_{i=1}^{n} Q_i$ olduğunu nəzərə alsaq, alarıq.

$$D_e^{2,6} = \sum_{i=1}^{n} D_{ei}^{2,6}\ ;\quad k_s = \sum_{i=1}^{n} k_{si}\ ;\quad æ = \sum_{i=1}^{n} \partial\ell_i \qquad (5.47)$$

Birinci iki bərabərlik o vaxt doğru olur ki, $L_i = L$ olsun (yəni paralel birləşdirilmiş qaz kəmərləri eyni uzunluğa malik olsun). Axırıncı bərabərliyə bu şərt aid deyil, belə ki, o qeyri-bərabər uzunluğa malik olan paralel qaz kəmərləri üçün də doğrudur. Ona görə də mürəkkəb qaz kəmərinin sadə hala gətirilməsi üçün nisbətən üstünlük æ əmsalından istifadə olunmasına verilir.

5.6.4. *Ardıcıl birləşdirilmiş qaz kəmərləri*

Ardıcıl birləşdirilmiş qaz kəmərləri üçün təzyiqlər kvadratları fərqinin hesablanması üçün məlum düsturları aşağıdakı kimi yazmaq olar:

$$\left.\begin{aligned} P_b^2 - P_s^2 &= BQ^2 L / D_e^{5,2} \\ P_b^2 - P_s^2 &= \frac{B}{D_0^{5,2}} Q^2 \frac{L}{k_s^2} \\ P_b^2 - P_s^2 &= BQ^2 \frac{1}{\partial\ell^2} \end{aligned}\right\} \quad (5.48)$$

(5.48) ifadəsinə uyğun olaraq k sayda ardıcıl olaraq birləşdirilmiş qaz kəməri hissələri üçün $P_b^2 - P_1^2$; $P_1^2 - P_2^2$; $P_2^2 - P_3^2; \cdots, P_{s-1}^2 - P_b^2$ təzyiqlər kvadratları fərqinin tapılması üçün ifadələri yazıb toplasaq alarıq,

$$\left.\begin{aligned} P_b^2 - P_s^2 &= BQ^2 \sum_{i=1}^{k} \frac{L_i}{D_{ei}^{5,2}} \\ P_b^2 - P_s^2 &= \frac{B}{D_0^{5,2}} Q^2 \sum_{i=1}^{k} \frac{L}{k_{si}^2} \\ P_b^2 - P_s^2 &= BQ^2 \sum_{i=1}^{k} \frac{1}{\partial\ell_i} \end{aligned}\right\} \quad (5.49)$$

Əgər (5.48) və (5.49) ifadələrini tutuşdursaq, onda ardıcıl birləşdirilmiş mürəkkəb qaz kəmərinin hesablanması məqsədilə D_e, k_s və æ əmsalları üçün uyğun olaraq alarıq:

$$\frac{L}{D_e^{5,2}} = \sum_{i=1}^{k} \frac{L_i}{D_{ei}^{5,2}}; \quad \frac{1}{k_s^2} = \sum_{i=1}^{k} \frac{L_i}{k_{si}^2}; \quad \frac{1}{\partial\ell^2} = \sum_{i=1}^{k} \frac{1}{\partial\ell_i^2} \quad (5.50)$$

5.6.5. Paralel və ardıcıl birləşdirilmiş bloklardan ibarət olan qaz kəmərləri

Bu cür mürəkkəb qaz kəmərlərinin hesablanması məqsədilə onların sadə hala gətirilməsi proseduru və ya D_e, k_s və æ parametrlərinin təyini hər şeydən əvvəl kəmərə daxil olan ayrı-ayrı boru xətləri də daxil olmaqla

əvvəlcə ən iri, sonra isə kiçik blokların ayrılmasından ibarətdir. Bu zaman nəzərə almaq lazımdır ki, kəmərlərin paralel birləşməsi zamanı $D_e^{2,6}$, k_{si} və $æ_i$ ardıcıl birləşmə olduqda isə $L_i / D_{ei}^{5,2}$, L_i / k_s^2 və ya $æ_i^2$ parametrləri toplanır.

Bu cür mürəkkəb kəmərlərin hesablanması zamanı növbəti mərhələ ayrı-ayrı boru kəmərləri (xətləri), sonra bloklar və nəhayət bütün qaz kəməri üçün D_e, k_s və æ kəmiyyətlərinin ədədi qiymətlərinin təyin edilməsindən ibarətdir.

Qeyd etmək lazımdır ki, bu zaman mürəkkəb qaz kəmərinin D_e, k_s və æ parametrlərinin köməyi ilə sadə hala gətirilməsi üsulları bərabər qiymətli olsa da, paralel boru kəmərləri müxtəlif uzunluğa malik olarlarsa, onda hər hansı bir blokda æ əmsalı ilə hesablanma daha məqsədəuyğun olur.

5.6.6. Lupinqli qaz kəmərləri. Qaz kəmərlərinin buraxma qabiliyyətinin artırılması

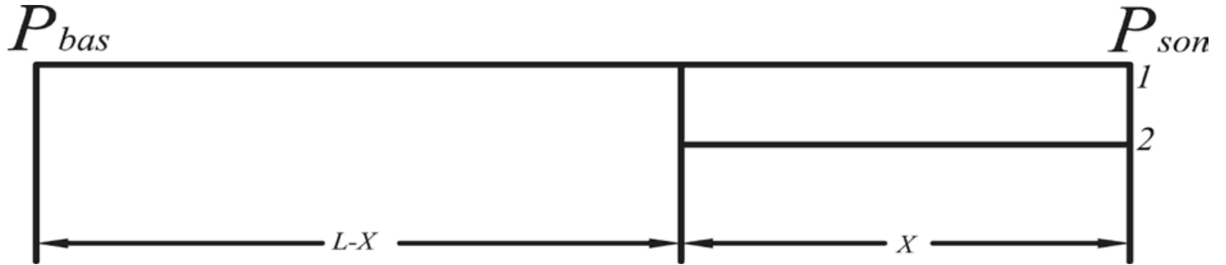
Lupinqli qaz kəmərləri mürəkkəb kəmərlərin sadə növlərindən biri hesab edilir. Ümumiyyətlə, lupinqlərin tətbiq olunmasında məqsəd qaz kəmərinin:

- buraxma qabiliyyətinin artırılması;
- sonunda təzyiqin artırılması;
- başlanğıcında təzyiqin azadılmasından ibarətdir.

Lupinqli qaz kəmərinin hesablanmasında məqsəd lupinqin tələb olunan uzunluğunun tapılmasından ibarətdir.

Lupinqli qaz kəmərlərnin hesablanması zamanı sərf əmsalından (k_s) istifadə olunması daha rahatdır.

Tutaq ki, sxemi şəkil 5.6-da göstərilən lupinqli qaz kəməri verilmiş və onun hesablanması tələb olunur.



Şəkil 5.6. Lupinqli qaz kəmərinin sxemi

Şəkil5.6-dan göründüyü kimi qaz kəməri $L-x$ və x hissələrindən ibarətdir. Bunlardan 1- cisi birxətli (diametri D_1, sərf əmsalı k_{s1}), 2- cisi ikixətli olmaqla diametrləri D_1 və D_2, sərf əmsalı isə k_{s2}- dir.

$L-x$ və x hissələri, şəkildən də göründüyü kimi ardıcıl birləşmişdir. Ona görə (5.50) ifadəsinə uyğun olaraq alarıq:

$$\frac{L}{k_s^2} = \frac{L-x}{k_{s1}^2} + \frac{x}{k_{s2}^2}$$

Burada k_s-bütün qaz kəməri üçün sərf əmsalı, k_{s1} sərf əmsalı məlum kimi qəbul olunmalıdır, k_{s2} əmsalı isə təyin olunmalıdır. 1 və 2 boru kəmərləri paralel birləşdiyi üçün (5.47) ifadəsinə uyğun olaraq $k_{s12} = k_{s1} + k_{s2}$ (burada k_{s1} kimi k_{s2} əmsalı da məlum kəmiyyətdir). Onda

$$\frac{L}{k_s^2} = \frac{L-x}{k_{s1}^2} + \frac{x}{(k_{s1}+k_{s2})^2}$$

Sonuncu ifadədən

$$k_s = \frac{k_{s1}}{\sqrt{1-\frac{x}{L}\left[1-\left(\frac{k_{s1}}{k_{s1}+k_{s2}}\right)^2\right]}} \qquad (5.\ 51)$$

İndi isə lupinqli qaz kəmərinin buraxma qabiliyyətini (Q) lupinqsiz kəmərin buraxma qabiliyyəti (Q_1) ilə tutuşduraq. Bu zaman qəbul olunur ki, hər iki halda, yəni lupinqdən əvvəl və lupinq qoyulduqdan sonra P_b və P_s təzyiqləri eynidir. (5.45) ifadəsinə əsasən yazmaq olar ki, buraxma qabiliyyətinin artması əmsalı

$$æ = Q / Q = k_s / k_{s1}$$

(5.51) ifadəsini nəzərə alsaq,

$$æ = \frac{1}{\sqrt{1 - \frac{x}{L}\left[1 - \left(\frac{k_{s1}}{k_{s1} + k_{s2}}\right)^2\right]}} \qquad (5.51\ )$$

Sonuncu ifadədən buraxma qabiliyyətini $æ_i^2$ dəfə artırmaq məqsədilə tələb olunan lupinqin uzunluğunu tapmaq üçün alırıq:

$$x = L \cdot \frac{1 - \frac{1}{\partial\ell^2}}{1 - \left(\frac{k_{s1}}{k_{s1} + k_{s2}}\right)^2} \qquad (5.52)$$

Xüsusi halda magistral xətlə (D_1) lupinqin diametri (D_2) eyni olduqda, yəni $k_{s1} = k_{s2}$ olduğunu nəzərə alsaq, onda (5.51) və (5.52) ifadələri aşağıdakı kimi olacaqdır:

$$æ = \frac{1}{\sqrt{1 - \frac{4}{3}\frac{x}{L}}}\ {}^2_i \qquad \text{və} \qquad x = \frac{4}{3}L\left(1 - \frac{1}{\partial\ell^2}\right) \qquad (5.48)$$

İndi isə buraxma qabiliyyəti (Q) dəyişməz qalmaqla son təzyiqi (P_s) hər hansı P_{s*} təzyiqinə qədər qaldırmaq üçün lupinqin tələb olunan uzunluğunu tapaq. Bu məqsədlə aşağıdakı tənlikləri yazaq:

$$P_b^2 - P_s^2 = \frac{B}{D_0^{2,6}} Q^2 \frac{L}{k_{s1}^2};$$

$$P_b^2 - P_s^2 = \frac{B}{D_0^{2,6}} Q^2 \left[\frac{L-x}{k_{s1}^2} + \frac{x}{(k_{s1}+k_{s2})^2} \right]$$

Sonuncu tənlikdən

$$x = \frac{L}{1 - \left(\frac{k_{s1}}{k_{s1}+k_{s2}} \right)^2 \frac{P_{s*}^2 - P_s^2}{P_b^2 - P_s^2}} \tag{5.54}$$

Lupinqin və magistralın diametri eyni olarsa $(D_2 = D_1)$,

$$x = \frac{4}{3} L \frac{P_{sk}^2 - P_s^2}{P_b^2 - P_s^2}$$

Əgər lupinq P_b təzyiqini hər hansı P_{b*} təzyiqinə kimi azaltmaq məqsədilə çəkilirsə, onda analoji olaraq

$$x = \frac{L}{1 - \left(\frac{k_{s1}}{k_{s1}+k_{s2}} \right)^2 \frac{P_b^2 - P_{b*}^2}{P_b^2 - P_s^2}}$$

Əgər $D_2 = D_1$ olarsa

$$x = \frac{4}{3} L \frac{P_b^2 - P_{b*}^2}{P_b^2 - P_s^2}$$

Boru kəmərlərinin buraxma qabiliyyətini artırmaq üçün digər üsul kompressor stansiyalarının sayının 2 dəfə artırılmasıdır. Hesab etsək ki, stansiyaların sayının 2 dəfə artırılması onların arasında məsafənin 2 dəfə azaldılması deməkdir, onda yazmaq olar:

Stansiyaların sayının 2 dəfə artırmazdan əvvəl

$$Q = AD_0^{2,6} \sqrt{\frac{P_b^2 - P_s^2}{L}} k_s$$

2 dəfə artırdıqdan sonra

$$Q_* = AD_0^{2,6} \sqrt{\frac{P_b^2 - P_s^2}{L/2}} k_s$$

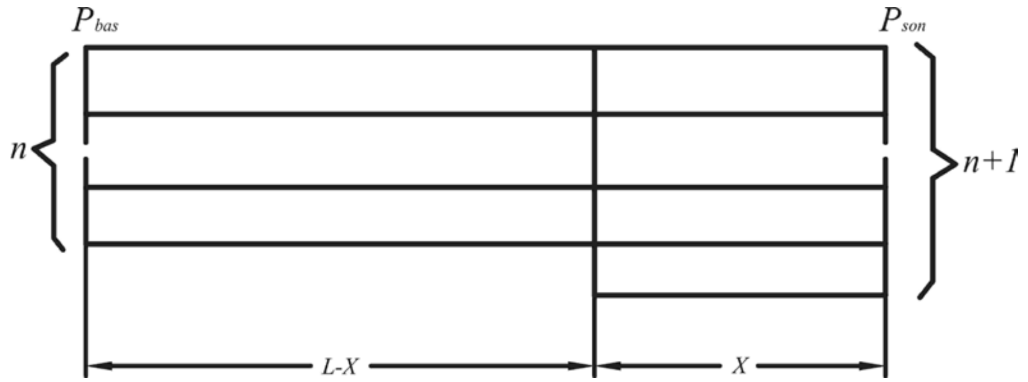
Sonuncu ifadələrə əsasən buraxma qabiliyyətinin artırılması əmsalını hesablamaq üçün

$$æ = \frac{Q_*}{Q} = \sqrt{2}$$

Yəni, kompressor stansiyalarının sayını 2 dəfə artırmaqla qaz kəmərinin buraxma qabiliyyətini $\sqrt{2}$ dəfə artırmaq olar.

5.6.7. Lupinqi olan çoxxətli qaz kəməri

Lupinqi olan n sayda xətli qaz kəmərinə baxaq (şəkil 5.7).



Şəkil 5.7. Lupinqi olan n ***sayda xətli qaz kəməri***

Əvvəldə olduğu kimi hesab edək ki, baxılan qaz kəməri iki ardıcıl birləşdirilmiş bloklardan ibarətdir: $(L-x)$ və $x(L-x)$ bloku n sayda paralel hissədən, x bloku isə ($n+1$) paralel boru xətlərindən ibarətdir. Ona görə də æ və x üçün ifadələr (5.46) və (5.47) düsturlarına uyğun olacaqdır. Həmin ifadələrdə kifayətdir ki, k_{s1} -in yerinə $\sum_{i=1}^{n} k_{si}$ və $(k_{s1}+k_{s2})$ isə $\sum_{i=1}^{n+1} k_{si}$ ilə əvəz edilsin.

Beləliklə, x uzunluğunda lupinqin çəkilişi zamanı buraxma qabiliyyəti aşağıdakı ifadəyə əsasən tapıla bilər.

$$æ = \frac{1}{\sqrt{1-\frac{x}{L}\left[1-\left(\sum_{i=1}^{n}k_{si}\Big/\sum_{i=1}^{n+1}k_{si}\right)^2\right]}} \qquad (5.55)$$

Onda, æ -nin verilmiş qiymətində isə lupinqin tələb olunan uzunluğu

$$x = L\frac{1-\left(1/\partial\ell^2\right)}{1-\left(\sum_{i=1}^{n}k_{si}\Big/\sum_{i=1}^{n+1}k_{si}\right)^2} \qquad (5.56)$$

Əgər qaz kəmərində təzyiqin P_s-dən P_{s*}-ə kimi artırılması lazım gələrsə, onda lupinqin tələb olunan uzunluğunu aşağıdakı kimi hesablamaq olar:

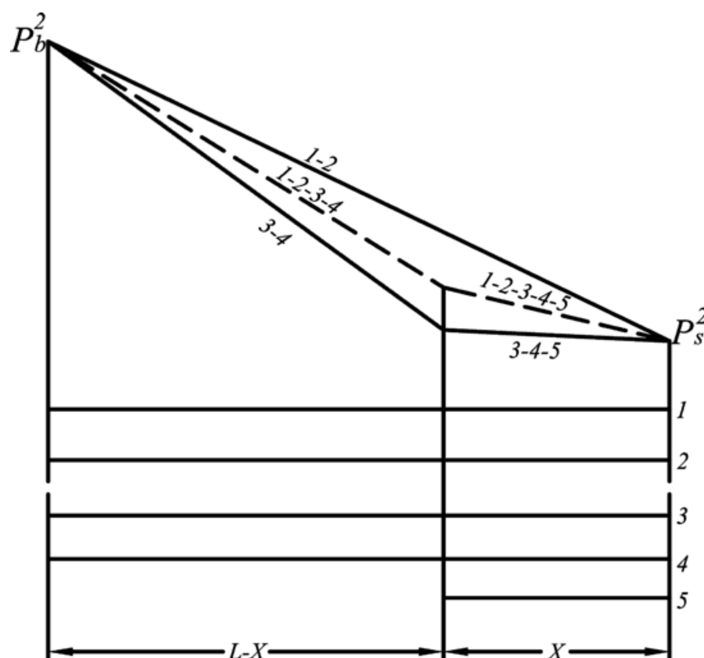
$$x = \frac{L}{1-\left(\sum_{i=1}^{n}k_{si}\Big/\sum_{i=1}^{n+1}k_{si}\right)^2}\cdot\frac{P_{s*}^2-P_s^2}{P_b^2-P_s^2}$$

Sonuncu 3 ifadələrindən göründüyü kimi boru xətlərinin sayı n çoxaldıqca lupinqin səmərəliliyi, yəni kəmərin buraxma qabiliyyəti (æ) azalır. Bundan əlavə n çoxaldıqca verilən æ-ni və ya P_{s*} parametrlərini təmin edən lupinqin uzunluğu azalır.

5.6.8. Calaq edilmiş qaz kəmərləri

Ola bilsin ki, lupinq paralel qaz kəmərlərindən bir neçəsi və ya birinə qoşulmuş olsun. Bu zaman lupinqin qoşulduğu yerdə xətlərdə təzyiqin kvadratlarının düşmə xəttində sınma baş verəcəkdir. «sərbəst», yəni lupinqsiz boru xətləri üçün təzyiqin kvadratlarının düşməsi xəttində isə sınma müşahidə olunmayacaqdır. Bundan əlavə təzyiq lupinqsiz xətlərdə

çox olacaqdır, nəinki, lupinq qoşulan boru xətlərində (şəkil 5.8). Əgər bütün paralel boru xətləri bir-birinə calaq olunarsa, onda təzyiqlər bərabərləşəcək və bu zaman bütün xətlər üçün təzyiqin kvadratlarının düşməsi xətləri eyni olacaqdır (şəkildə qırıq-qırıq xətlə göstərilib).



Şəkil 5.8. Təzyiqin kvadratının düşməsi xətləri

1-2-calaq olunmamış 1 və 2 xətlərində; 3-4-$(L-x)$hissəsində 4 və 3 xətlərində; 3-4-5 - x hissəsində 3,4 və 5 xətlərində; 1-2-3-4 və 1-2-3-4-5-$(L-x)$ və x hissələrində uyğun xətlərdə bütün xətlər calaq edildikdən (birləşdirildikdən) sonra

Qaz kəmərləri calaq edildikdən sonra sərflərin yenidən paylanması sayəsində sistemini buraxma qabiliyyətinin artması baş verir. Calaq olunmuş qaz kəmərinin buraxma qabiliyyətinin, calaq olunmazdan əvvəl olan buraxma qabiliyyətinə nisbəti calağın səmərəliliyi adlanır. Qeyd etmək lazımdır ki, calaq təkcə lupinqlərin birləşdirildiyi yerlərdə deyil, həmçinin boru kəmərinin diametrinin dəyişildiyi nöqtələrdə də tətbiq olunduqda

səmərəli hesab edilir. Belə ki, həmin nöqtələrdə təzyiqin kvadratının düşməsi xəttinin maillik bucağı dəyişilir, həmin xətlərin calaqla digər xətlərə birləşdirilməsi

sərflərin yenidən paylanmasına və beləliklə də buraxma qabiliyyətinin çoxalmasına gətirib çıxarır. Aydındır ki, paralel xətlərin sayı çoxaldıqca calağın səmərəsinin azalması baş verəcəkdir. Calağın səmərəliliyi həmçinin qaz kəməri üçün müxtəlif diametrli sahələrin sayı çoxaldıqca da azalacaqdır. Əgər kəmər boyunca paralel qaz kəmərlərinin diametrləri dəyişməz qalırsa və lupinq yoxdursa, onda qaz kəmərlərinin buraxma qabiliyyətinin calaq vasitəsilə artırılması üsulu faydasız olur. Bu halda təzyiqin kvadratının düşmə xətti bütün paralel xətlər üçün ümumi və bir dənə olur. Lakin bu heç də o demək deyil ki, bu cür qaz kəmərləri üçün calaqlar lazım deyil. Calaqlar boru kəmərlərinin qəzaya uğraması və ya planlı xəbərdaredici təmiri zamanı buraxma qabiliyyətinin azaldılmasına imkan verir. Bir qayda olaraq bu işlər bütün zədələnmiş xətdə deyil, onun nisbətən kiçik bir hissəsində aparılır.

Təmir olunan hissələr kranların köməyi ilə ayrılaraq işdən dayandırılır. Bu zaman qaz kəmərinin buraxma qabiliyyəti aşağı düşür. Sözsüz ki, təmir olunan hissənin uzunluğu az olduqca və ya boru kəmərləri sistemində calaqların sayı çox olduqca buraxma qabiliyyətinin azalmasının dərəcəsi də kiçik olacaqdır.

Buraxma qabiliyyətinin verilən qiymətə qədər azalmasına uyğun gələn calaqların sayını təyin edək. Təmir olunan hissənin uzunluğunu $(L-x)$-lə işarə etsək, calaqların sayı üçün aşağıdakı ifadəni alarıq:

$$m = \frac{L}{L-x} - 1 = \frac{x}{L} \bigg/ \left(1 - \frac{x}{L}\right) \tag{5.57}$$

Paralel qaz kəmərində olan xətlərin sayını n qəbul etsək, onda $(L-x)$ hissəsində bir xəttin təmirə dayandırılması zamanı qaz kəmərinin xətlərinin sayı $(n-1)$ olan x uzunluğunda lupinqli kəmər hesab etmək olar. Bunları nəzərə alaraq daha sonra n xətli lupinqli qaz kəmərində buraxma qabiliyyətinin artırılması əmsalının təyini zamanı olduğu kimi hesablama aparmaq olar. Bu zaman fərq ancaq ondan ibarət olacaqdır ki, buraxma qabiliyyətinin artırılması deyil, onun azaldılması əmsalını təyin etmək tələb olunur. Yəni,

$$\Psi = Q_{n-1}/Q_n ,$$

harada ki, $Q_{n-1} - (L-x)$ hissəsində bir xəttin təmirə dayanması zamanı qazın sərfi Q_n – bütün xətlər işlədildikdə qazın sərfidir.

Nəticədə aşağıdakı ifadəni alarıq:

$$\Psi = \frac{\sum_{i=1}^{n-1} k_{si}}{\sum_{i=1}^{n} k_{si}} \cdot \frac{1}{\sqrt{1-\frac{x}{L}\left[1-\left(\sum_{i=1}^{n-1} k_{si} \Big/ \sum_{i=1}^{n} k_{si}\right)^2\right]}} \tag{5.58}$$

Sonuncu ifadədən qaz kəmərinin təmir olunmayan hissəsinin nisbi uzunluğunu tapırıq və (5.57) ifadəsində yerinə yazırıq. Beləliklə, buraxma qabiliyyətinin nə qədər azalmasının verilən qiymətindən asılı olaraq calaqların sayını təyin etməyə imkan verən aşağıdakı düsturu alırıq:

$$m = \frac{\psi^2\left(\sum_{i=1}^{n} k_{si} \Big/ \sum_{i=1}^{n-1} k_{si}\right)^2 - 1}{1-\psi^2} \tag{5.59}$$

Xüsusi halda qaz xətlərinin sayı $n=2$ olduqda,

$$\sum_{i=1}^{n-1} k_{si} = k_{si}\,; \quad \sum_{i=1}^{n} k_{si} = k_{si} + k_{s2}$$

Onda calaqlarının sayının tapılması üçün daha sadə ifadə alınacaqdır.

$$m = \frac{\psi^2 (1 + k_{s2}/k_{s1})^2 - 1}{1 - \psi^2}$$

5.7. Qaz kəmərlərinin kompressor stansiyaları

Magistral qaz kəmərlərinin tərkib hissələrindən biri kompressor stansiyalarıdır. Kompressor stansiyaları (KS) təbii qazı sıxaraq təzyiqini qaldırmaq və magistral qaz kəməri ilə nəql etmək üçündür. Praktiki olaraq qaz kəmərinin iş rejimi kompressor stansiyasının iş parametrləri ilə müəyyən edilir. Magistral qaz kəmərlərində kompressor stansiyalarının olması qaza olan tələbatın dəyişməsi zamanı kəmərin iş rejimini tənzimləməyə, akkumulizasiya qabiliyyətindən maksimum istifadə etməyə imkan verir.

Kompressor stansiyaları porşenli və ya mərkəzdənqaçma kompressor qurğuları ilə təchiz olunur. Porşenli kompressor qurğuları qaz -mühərrik vurucuları, mərkəzdənqaçma kompressorları isə qazturbin və elektrik mühərrikli qurğular hesab edilirlər.

5.7.1. Kompressor qurğularının xarakteristikaları

Mərkəzdənqaçma kompressor qurğusunun xarakteristikası dedikdə təzyiqlər nisbətinin (sıxılma dərəcəsinin) ε, gücün politropik əmsalı η_{pol} və daxili gücün N_i rotorun müxtəlif fırlanma tezliklərində sərfdən olan asılılığı başa düşülür. Məlumdur ki,

$$\varepsilon, \eta_{pol}, N_i = f_{1,2,3}(Q_s, P_s, \rho_s, D_2, \omega) \qquad (5.60)$$

Burada Q_s – sərf; P_s – təzyiq; ρ_s – sorma şəraitində qazın sıxlığı; D_2 – işçi çarxın diametri; ω – bucaq sürətidir.

Oxşarlıq nəzəriyyəsinə əsasən (5.60) ifadəsini aşağıdakı kimi yazmaq olar:

$$\varepsilon,\ \eta_{pol},\ \frac{N_i}{\rho_s \cdot D_2^2 \cdot U_2^3} = f_{1,2,3}\left(\frac{Q_s}{D_2^2 \cdot U_2},\ \frac{U_2}{\sqrt{Z_s R T_s}}\right), \qquad (5.61)$$

harada ki, $U_2 = D_2 \cdot \omega$ -çevrə sürəti; $Q_s / \left(D_2^2 U_2\right)$ – sərf əmsalı; $U_2 / \sqrt{z_s R T_s}$ – max ədəddir.

(5.61) ifadəsinə uyğun olaraq max ədədinin müxtəlif qiymətlərində ölçüsüz $N_i / \rho_s D_2^2 U_2^3$ gücün ölçüsüz sərfdən $Q_s / D_2^2 U_2$ asılılıq əyrilərini qurmaq olar.

Lakin D_2 verilən kəmiyyət olduğu üçün sonuncu ifadədə çevrə sürətini rotorun fırlanma tezliyi ilə əvəzləsək alarıq:

$$\varepsilon,\ \eta_{pol},\ \frac{N_i}{\rho_s \cdot n^3} = f_{1,2,3}\left(\frac{Q_s}{n},\ \frac{n}{\sqrt{Z_s R T_s}}\right) \qquad (5.62)$$

Burada $N_i / \rho_s \cdot n^3$; Q_s / n və $n / \sqrt{Z_s R T_s}$ – ölçülü kəmiyyətlər olmaqla (5.61) ifadəsində müvafiq ölçüsüz kəmiyyətlərə mütənasibdir.

Kompressor qurğularının xarakteristikaları müxtəlif komponent tərkibli təbii qazlar üçün yararlı olsun deyə, onları konkret olaraq seçilmiş bir şəraitə gətirmək lazımdır. Beləliklə, gətirilmə parametrləri: $R_{\text{эят}} = 490\ C/(kq \cdot K)$; $T_{s.\text{эят}} = 288K$; $Z_{s.\text{эят}} = 0{,}91$ və $n_{.\text{эят}} = n_n$ (nominal) olduğunu nəzərə alsaq, nəticədə alarıq:

$$\varepsilon,\ \eta_{pol},\ \left[\frac{N_i}{\rho_s}\right]_{\text{эят}} = f_{1,2,3}\left[Q_{\text{эят}},\left(\frac{n}{n_n}\right)_{\text{эят}}\right], \qquad (5.63)$$

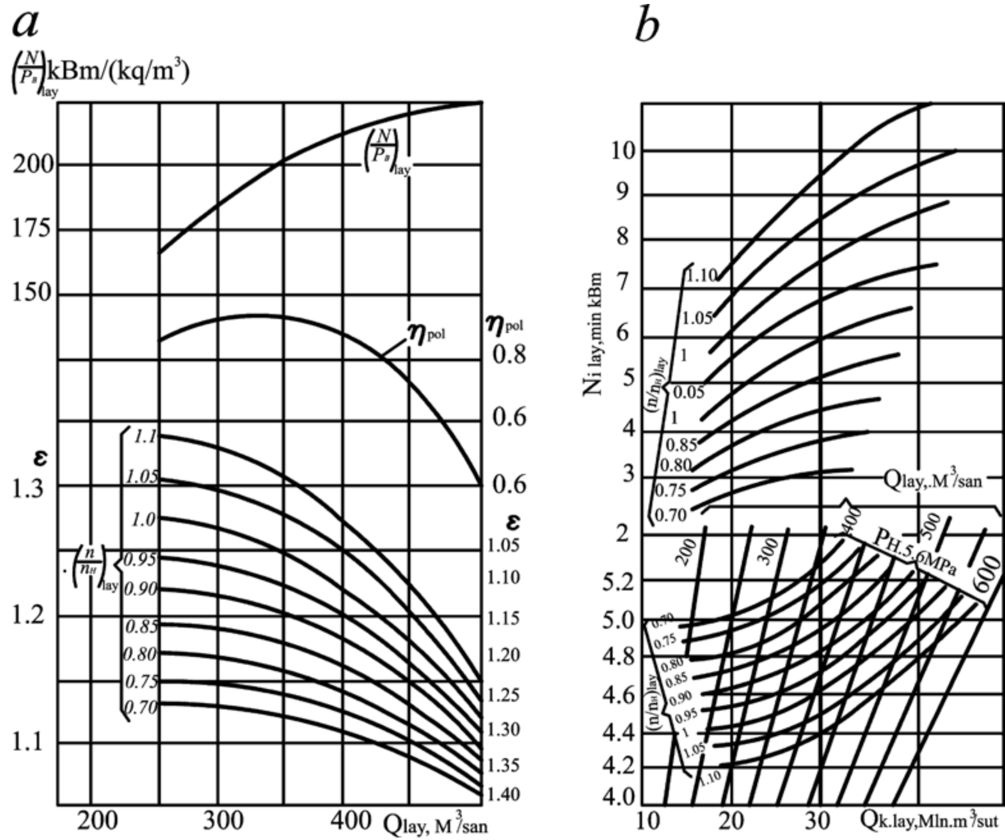
harada ki,

$$\left(\frac{N_i}{\rho_s}\right)_{\text{эят}} = \frac{N_i}{\rho_s}\left(\frac{n_n}{n}\right)^3;$$

$$Q_{\text{эят}} = Q_s \cdot \frac{n_n}{n};$$

$$\left(\frac{n}{n_n}\right)_{\text{эят}} = \frac{n}{n_n}\sqrt{\frac{Z_{s.\text{эят}} \cdot R_{\text{эят}} \cdot T_{s.\text{эят}}}{Z_s \cdot R \cdot T_s}} \qquad (5.64)$$

Bu cür xarakteristikalar kompressor qurğularının gətirilmiş xarakteristikaları adlanır. Şəkil 5.9, a-da 370-14-1 qaz vurucu qurğu üçün gətirilmiş xarakteristikaları göstərilmişdir.



Şəkil 5.9. 370-14-1 qaz vurucu qurğunun gətirilmiş xarakteristikaları

***Gətirilmə şəraiti**:* $T_{s.g\text{ят}} = 288K$; $R_{g\text{ят}} = 500\ C/(kq \cdot K)$; $Z_{s.g\text{ят}} = 0{,}91$; Hesablama aşağıdakı ardıcıllıqla aparılır. (5.63) ifadələrinə əsasən sormada gətirilmiş həcmi sərf $Q_{\text{эят}}$ və gətirilmiş nisbi fırlanma tezliyi $\left(\frac{n}{n_n}\right)_{\text{эят}}$ hesablanılır.

Qeyd etmək lazımdır ki, bu zaman $Q_{\text{эят}}$ işçi sərfi ən kiçik sərfdən (hansından ki, xarakteristika başlanır) gərək 10%-dən az olmayaraq çox olsun. Sonra $Q_{\text{эят}}$-dən asılı olan asılılıqlardan η_{pol} əmsalı və gətirilmiş daxili güc $(N_i/\rho_s)_{\text{эят}}$ müəyyən edilir. $(n/n_n)_{\text{эят}}$ və $Q_{\text{эят}}$ asılılıqlarından isə sıxma dərəcəsi təyin edilir. (5.64) ifadəsinə uyğun olaraq $(N_i/\rho_s)_{\text{эят}}$-nin tapılmış qiymətinə əsasən N_i hesablanır. Tapılmış N_i-nin qiymətinə mexaniki itkilərə sərf olunan gücü N_{mex} əlavə etməklə ötürülən gücü təyin etmək mümkündür.

$$n_n = 5300 \quad 1/\text{дяг}$$

Kompressor qurğularının iş rejimlərinin hesablanması zamanı 2-ci tip xarakteristikalardan, yəni həcmi deyil, komersiya sərfinə görə qurulmuş xarakteristikalardan da istifadə etmək olar. Bu cür xarakteristika şəkil 5.9, b-də göstərilmişdir. Bu xarakteristikalara əsasən kompressorun iş rejimi aşağıdakı ardıcıllıqla həyata keçirilir.

Əvvəlcə gətirilmiş kommersiya sərfi $Q_{\text{k.эят}}$ və gətirilmiş nisbi fırlanma tezliyi $(n/n_n)_{\text{эят}}$ hesablanır:

$$Q_{k.get} = Q_k \sqrt{\frac{Z_{s.} \cdot R_{\text{эят}} \cdot T_{s.}}{z_{s.\text{эят}} \cdot R \cdot T_{s.\text{эят}}}}; \qquad (5.65)$$

$$\left(\frac{n}{n_n}\right)_{\text{эят}} = \frac{n}{n_n} \sqrt{\frac{Z_{s.\text{эят}} \cdot R_{\text{эят}} \cdot T_{s.\text{эят}}}{Z_s \cdot R \cdot T_s}} \qquad (5.66)$$

Əyrilərin aşağı sahəsində $Q_{\text{k.эят}}$ və ρ_s koordinatlarına uyğun nöqtə tapılır və bu nöqtədən $Q_{.\text{эят}}$ xətti istiqamətində lazım olan $(n/n_n)_{\text{эят}}$ xəttini kəsənə qədər hərəkət edərək ε şkalasında sıxılma dərəcəsinin nəyə bərabər olduğu müəyyən edilir. Daha sonra şaquli olaraq əyrilərin yuxarı sahəsinə keçməklə vertikal xətlə $(n/n_n)_{\text{эят}}$ xəttin kəsişməsinə uyğun gələn qiymətə

əsasən gətirilən daxili gücün qiyməti $N_{i..эят}$ təyin edilir və aşağıdakı düsturla N_i – nin qiyməti hesablanır:

$$N_i = N_{i.эят} \frac{P_s \cdot \varepsilon}{P_n} \sqrt{\frac{Z_s \cdot R \cdot T_s}{Z_{эят} \cdot R_{эят} \cdot T_{s.эят}}} \qquad (5.67)$$

N_i – nin hesablanmış qiymətinə əsasən oxdakı güc $N = N_i + N_{max}$ təyin edilir.

Qeyd olunanlarla yanaşı kompressor qurğularının xarakteristikaları analitik yolla da ifadə oluna bilər. Məsələn, 1- ci tip xarakteristika

$$\varepsilon^2 = a - b_0 Q_s^2 \qquad (5.68)$$

2- ci tip xarakteristikanın tənliyi isə $\varepsilon = \frac{P_v}{P_s}$ (P_v–vurma təzyiqi) və $Q_s = Q \frac{P_s \cdot T_{st}}{P_{st} \cdot T_s \cdot Z_s}$ olduqlarını nəzərə alsaq, aşağıdakı kimi yaza bilərik:

$$P_v^2 = a \cdot P_s^2 - bQ^2 \qquad (5.69)$$

burada $b = b_0 (P_{st} \cdot z_s \cdot T_s / T_{st})$;

a və b-kompressorun girişində qazın temperatur və tərkibindən, rotorun fırlanma tezliyindən (n) asılı olan təcrübə yolu ilə təyin edilən əmsallardır.

Porşenli kompressorların xarakteristikasının ifadəsi üçün də aşağıdakı emprik yazılış kifayət qədər doğru hesab edilir:

$$Q_s = a\sqrt{1 - b(\varepsilon^2 - 1)} \qquad (5.70)$$

Sonuncu ifadəyə daxil olan a və b sorma şəraitində həcmi sərflərin sıxılma dərəcəsindən (ε) asılı olan təcrübi əyrilərin emalına əsasən təyin edilən əmsallardır.

$a = Q_s$ ($\varepsilon = 1$ olduqda b əmsalı «ölü sahənin» təsirini nəzərə alır). Əgər həcmi sərfi Q_s kommersiya sərfi Q_k ilə əvəz etsək, onda (5.70) ifadəsindən

mərkəzdənqaçma kompressorlar üçün olan tənliyə oxşar ifadə alınacaq. Yəni,

$$P_v^2 = a_P \cdot P_s^2 - b_P Q^2, \tag{5.71}$$

harada ki,

$$a_P = \frac{1+b}{b}; \; b_P = \frac{1}{a^2 b}\left(\frac{P_{st} \cdot T_s \cdot Z_s}{T_{st}}\right)^2$$

Bu tənlik də (5.70) ifadəsi kimi qaz kəmərinin xarakteristikası ilə kompressor stansiyasının xarakteristikasını birgə həll etmək üçün çox rahatdır.

5.8. Qaz kəməri və kompressor stansiyalarının birgə işi

Qaz kəməri və kompressor stansiyalarının iş rejimləri bir-biri ilə sıx əlaqədardır. Belə ki, kəmərdə qazın sərfi KS-ın veriminə bərabrdir. Stansiyanın çıxışındakı təzyiq (vurma təzyiq) isə stansiyalar arasında qaz kəmərinin (hissəsinin) başlanğıcında olan təzyiqə bərabərdir. Bu zaman sonrakı KS-ın sorma təzyiqi məhz həmin hissənin sonundakı təzyiq olacaqdır.

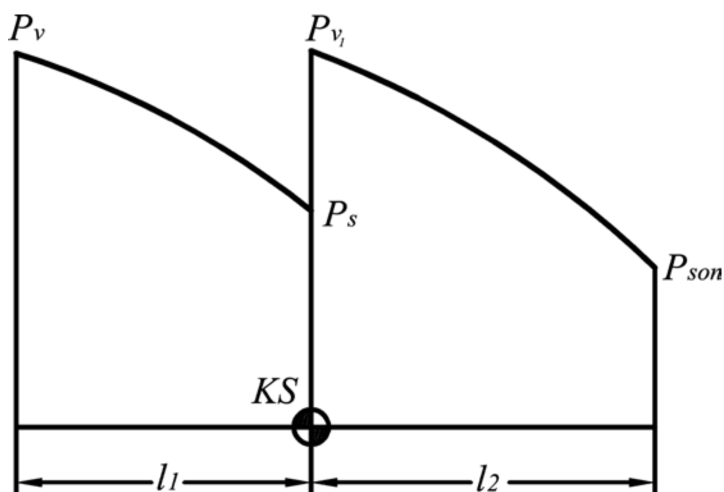
KS-ın iş rejimində baş verən istənilən dəyişmələr boru kəmərinin iş rejiminin dəyişməsinə səbəb olur və əksinə. Ona görə də qaz kəmərinin buraxma qabiliyyətini təkcə sərf düsturuna əsasən təyin etmək olmaz. Kəmərin buraxma qabiliyyətini qaz vurucu qurğuların xarakteristikalarından istifadə etməklə və ya həmin xarakteristikaların analitik ifadələrinə əsasən təyin etmək də düzgün deyil.

Qaz kəməri və KS- ə bir sistem kimi baxılmalı və qaz kəmərinin texnoloji hesablanmasında boru kəmərinin və KS-ın iş rejimləri

razılaşdırılmalıdır. Bu razılaşdırılma KS-ın və kəmərin xarakteristikalarını birgə həll etməklə həyata keçirilə bilər. Beləliklə, KS-ın xaraktiteristikasını $P_V^2 = aP_s^2 - bQ^2$, qaz kəmərinin xarakteristikasını isə $P_V^2 = P_s + c\ell Q^2$ şəklində qəbul etməklə onları birgə həll etmək lazımdır. Burada ℓ – kəmərin və ya KS-lər arasında olan kəmər hissəsinin uzunluğu; c – sabit əmsaldır.

Bir aralıq kompressor stansiyası olan sadə qaz kəmərinə baxaq (şəkil 5.10).

Şəkil 5.10-da verilən qaz kəməri üçün bir qazodinamik sistem kimi iş rejiminin təyini, yəni kəmərin buraxma qabiliyyəti (Q), qaz kəmərinin məlum olan başlanğıc (P_v) və son (P_{son}) təzyiqlərində KS-ın sorma təzyiqi (P_s) və vurma təzyiqini (P_{V1}) hesablamaq tələb olunur. Bu məqsədlə KS-lə uzunluqları ℓ_1 və ℓ_2 olan qaz kəməri hissələrinin aşağıdakı xarakteristika tənliklərini birgə həll etmək lazımdır:



Şəkil 5.10. Aralıq kompressor stansiyası olan qaz kəmərinin sxemi

$$\left.\begin{aligned} P_b^2 &= P_s^2 + c\ell_1 Q^2; \\ P_{V1}^2 &= aP_s^2 - bQ^2; \\ P_{V1}^2 &= P_s^2 + c\ell_2 Q^2. \end{aligned}\right\} \tag{5.72}$$

Bu zaman qəbul edilir ki, c əmsalı hər iki qaz kəməri hissəsi üçün praktiki olaraq eynidir və

$$c = \frac{16P_{st}^2 + Z_{or} \cdot T_{or} \cdot \lambda\Delta}{\pi^2 \cdot T_{st}^2 \cdot D^5} \tag{5.73}$$

(5.73) ifadsindən göründüyü kimi c əmsalının tapılması üçün ilk yaxınlaşmada Z_{or}, T_{or} və λ-ın qiymətləri verilməlidir. Q, P_s və P_{V1} parametrləri təyin edildikdən və kəmərlərin rejiminin istilik hesablanmasından sonra onların qiymətləri dəqiqləşdirilir.

(5.72) tənliklər sistemini həll edərək alırıq:

$$Q = \sqrt{\frac{aP_b^2 - P_s^2}{ac\ell_1 + b + c\ell_2}} \tag{5.66}$$

KS işləmədikdə (5.74) tənliyi qaz kəməri hissəsi üçün sərfin məlum düsturuna çevrilir. Yəni, $a = 1,\ b = 0$ olduğundan,

$$Q = \sqrt{\frac{P_b^2 - P_s^2}{c(\ell_1 + \ell_2)}} \tag{5. 75}$$

(5.75) ifadəsinə əsaslanaraq çox vacib olan bir praktiki nəticə çıxarmaq olar.

KS-ın verilən xarakteristikası üçün (başlanğıc və son təzyiqlərin sabit qiymətlərində) stansiya qaz kəmərinin başlanğıcına yaxın olduqca kəmərin buraxma qabiliyyəti çox olacaqdır. Bu zaman aydındır ki, eyni zamanda KS-ın giriş və çıxışında təzyiqlər də artacaqdır.

KS-ın başlanğıca tərəf sürüşməsi hesabnıa kəmərin buraxma qabiliyyətinin artması stansiyada sıxılma dərəcəsinin artması ilə izah edilir. Bu zaman qazın sıxılma dərəcəsinin artması qurğunun sorma borusunda

təzyiqin çoxalması ilə bağlı həcmi məhsuldarlığın azalması, həmçinin hər iki qaz kəməri hissəsində orta təzyiqin müəyyən qədər çoxalması hesabına baş verir.

Ümumiyyətlə, qaz kəmərinin buraxma qabiliyyəti ilk növbədə başlanğıcda olan təzyiqdən asılıdır. Həmin təzyiqin az da olsa dəyişməsi, məsələn, azalması buraxma qabiliyyətinin xeyli azalmasına səbəb olur.

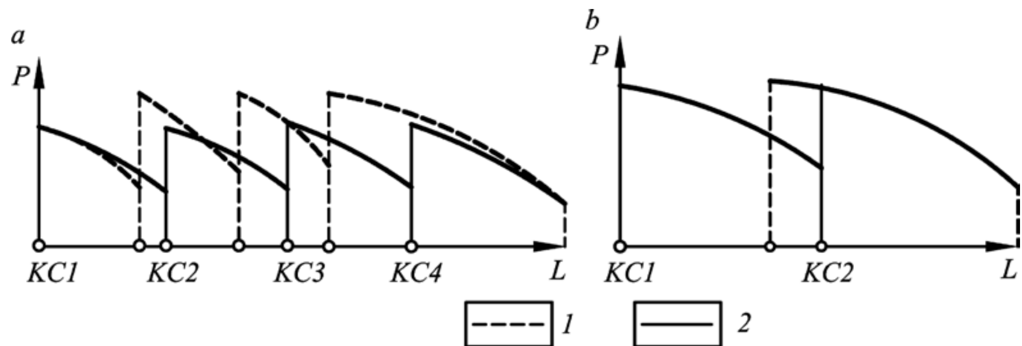
Qaz kəmərinin sonundakı təzyiq isə onun buraxma qabiliyyətinə çox az təsir göstərir. Belə ki, həmin təzyiqin geniş intervalda dəyişməsi, belə kəmərin buraxma qabiliyyətinə çox az təsir göstərir. Bu hal stansiyaların sayı çoxaldıqca daha da zəifləyir. Bundan fərqli olaraq kompressor stansiyalarının sayı çoxaldıqca başlanğıc təzyiqin kəmərin buraxma qabiliyyətinə olan təsiri daha da artır. Onu da qeyd etmək lazımdır ki, stansiyaların sayı çoxaldıqca, yəni, onların arasındakı məsafə kiçildikcə P_s və P_V təzyiqləri çoxaldığı üçün təzyiqin qaz kəmərinin istənilən bir nöqtəsində möhkəmlik şərtinə görə buraxılabilən təzyiqin qiymətindən çox olmaması şərtinə diqqət yetirilməlidir.

5.9. Qaz kəmərinin trasında kompressor stansiyalarının yerləşdirilməsi

Qaz kəmərlərinin trasında kompressor stansiyalarının yerləşdirilməsi həm texnoloji, həm də iqtisadi amillər nəzərə alınmaqla həyata keçirilir. Çalışmaq lazımdır ki, KS-ın yerləşdirilməsi, onların tikintisi və sonradan istismarına əngəl törətməsin. Bundan əlavə yaddan çıxartmaq olmaz ki, tras boyu KS-ın yerləşdirilməsi qaz kəmərinin və onun ayrı-ayrı hissələrinin buraxma qabiliyyətinə çox təsir göstərir. Artıq əvvəl göstərildiyi kimi eyni şəraitdə

aralıq KS boru kəmərinin başlanğıcına yaxın olduqca, kəmərin buraxma qabiliyyəti çoxalır. Fiziki olaraq KS-ın kəmərin başlanğıcına yaxınlaşması zamanı qaz kəmərinin buraxma qabiliyətinin artması iki səbəblə izah olunur. Əvvəla KS-ın başlanğıca yaxınlaşması zamanı (şəkil 5.11, a) stansiyanın girişində təzyiq artır və deməli, KS-ın sorma şəraitinə aid olan verimi azalır. Bu da öz növbəsində KS-ın qaz sıxma dərəcəsini və bununla əlaqədar kəmərin buraxma qabiliyyətini çoxaldır. İkinci tərəfdən KS-ın boru kəmərinin başlanğıcına tərəf sürüşdürülməsi zamanı stansiyalar arasında qazın orta təzyiqi çoxalır ki, bu da sürtünməyə sərf olunan enerji itkilərini azaldır. Çünki, boruda qazın sürəti azalır.

KS-ın verilən sayında, vurma təzyiqinin məhdudluğu da nəzərə alınmaqla qaz kəmərinin maksimal buraxma qabiliyyəti stansiyaların tras boyu elə yerləşməsi zamanı olacaqdır ki, o vaxt ki, bütün stansiyalarda təzyiq



Şəkil 5.11. KS-ın (a) və aralıq KS-ın (b) qaz kəmərinin başlanğıcına doğru yerdəyişməsi zamanı kəmərin iş rejiminin dəyişməsi qrafiki

1 və 2 xətləri uyğun olaraq KS-ın yerdəyişmədən əvvəl və sonra qaz kəmərində depressiya xətləridir

maksimal buraxılabilən təzyiqə ($P_{\max}$) bərabər olsun.

Beləliklə, eyni tipli stansiyalar olduqda qaz kəmərinin maksimal buraxma qabiliyyətini, boru kəməri hissələri və KS-ın xarakteristikalarını ifadə edən aşağıdakı tənliklərdən tapmaq olar:

$$\left.\begin{aligned} P_{\max}^2 &= P_s^2 + c\ell Q_{\max}^2; \\ P_{\max}^2 &= aP_s^2 - bQ_{\max}^2; \\ P_{\max}^2 &= P_{son}^2 + c(L - n\ell)Q_{\max}^2. \end{aligned}\right\} \qquad (5.76)$$

(5.76) tənliklər sistemindən n sayda aralıq KS olduğu zaman qaz kəmərinin maksimal buraxma qabiliyyətinin hesablanması üçün alırıq:

$$Q_{\max} = \sqrt{\frac{[n(a-1)+a]P_{\max}^2 - aP_{son}^2}{acL + nb}} \qquad (5.77)$$

KS-lər arasındakı məsafəni (ℓ) aşağıdakı ifadəyə əsasən təyin etmək olar:

$$\ell = \frac{(a-1)P_{\max}^2 - bQ_{\max}^2}{a \cdot c \cdot Q_{\max}^2} \qquad (5.78)$$

Bu zaman KS-ın sorma təzyiqi üçün

$$P_s = \sqrt{\frac{P_{\max}^2 + bQ_{\max}^2}{a}} \qquad (5.79)$$

Baş KS üçün də vurma təzyiqi $P_{\max}$ – a bərabər götürülür. Qeyd etmək lazımdır ki, bütün hallarda (hətta, mədənlərdə lay təzyiqi düşərkən) baş stansiyada vurma təzyiqi əlavə güclərin işə salınması (sıxılma dərəcəsinin sayının artırılması) hesabına olsa belə, $P_{\max}$ səviyyəsində saxlanılmalıdır. Ona görə ki, bu qaz kəmərinin buraxma qabiliyyətindən maksimum istifadə etməyə, qazın nəqlinə sərf olunan enerjini azaltmağa imkan verir.

Bəzi hallarda qaz kəmərinin trasında KS-ın yerləşdirilməsi verilən qaz miqdarının nəqlinə çəkilən xərclərin minimum olması şərtinə əsasən də həyata keçirilə bilər. Bu hal o vaxt mümkündür ki, (5.76) tənliklər sisteminə uyğun olaraq stansiyaların yerləşdirilməsi zamanı qaz kəmərinin buraxma qabiliyyəti qazın verimi və ya mədənlərin imkanından çox olsun.

Qaz kəmərində sabit başlanğıc təziqində bir aralıq kompressor stansiyası olduqda onun gücü kəmərin buraxma qabiliyyəti dəyişmədikdə trasın harasında yerləşməsindən xeyli asılı olacaqdır (şəkil 5.11, b). Belə ki, bu stansiya kəmərin başlanğıcına yaxın olduqca onun qazı sıxma dərəcəsi və işçi gücü az olacaqdır. Beləliklə, qazın nəqlinin enerji xərclərini azaltmaq üçün KS başlanğıca elə yaxın yerləşdirilməlidir ki, vurma təzyiqi $P_{\max}$ olsun.

5.10. Qaz kəmərinin akkumilizasiya qabiliyyəti və onun təyini

Magistral qaz kəmərlərinin işinin xarakterik xüsusiyyətlərindən biri qaza olan tələbatın mövsümi və gündəlik qeyri-bərabər olması ilə bağlıdır. Qaz kəmərlərinin istismar təcrübəsi göstərir ki, qaza olan tələbatın saatlıq piklərini örtmək, mövcud qeyri-bərabərliyi tənzimləmək məqsədilə qaz kəmərinin, daha doğrusu onun son hissəsinin akkumilizasiya qabiliyyətindən istifadə olunması çox məqsədəuyğundur. Kəmərin son məntəqəsinin akkumilizasiya qabiliyyəti onun həndəsi ölçülərindən (diametr və uzunluğu) və işçi təzyiqindən və sözsüz ki, sonuncu KS-ın harada yerləşməsindən asılıdır.

Kəmərin son hissəsinin akkumilizasiya qabiliyyətini təyin etmək üçün qərarlaşmış vəziyyətlərin ardıcıl olaraq dəyişdirilməsi metodundan istifadə edək və hesab edək ki, gün ərzində 2 dəfə, haçan ki, kəmər hissəsinin başlanğıc və sonunda qazın sərfi orta saatlıq sərfə bərabər olur və qazın hərəkət rejimi və təzyiqin paylanması qərarlaşmış rejimə yaxındır. Onda kəmərin son məntəqəsində qazın yığılması müddətinin sonunda orta təzyiqi aşağıdakı kimi ifadə etmək olar:

$$P_{or.\max} = \frac{2}{3}\left(P_{1\max} + \frac{P_{2\max}^2}{P_{1\max} + P_{2\max}}\right), \qquad (5.80)$$

harada ki, $P_{1\max}$-qaz kəmərinin son hissəsinin başlanğıcında kəmərin möhkəmliyi və axırıncı KS-ın imkanları ilə təyin edilən maksimal təzyiq; $P_{2\max}$- qaz kəmərinin son hissəsinin axırında maksimal təzyiq.

Qəbul olunmuş şərtləri nəzrə alaraq qaz kəmərinin son hissəsi üçün olan tənlikdən alarıq:

$$P_{2\max} = \sqrt{P_{1\max}^2 - c\ell_s Q_{or}^2} \qquad (5.81)$$

Kəmərin son hissəsində toplanmış qazın verilməsi müddətinin sonunda formalaşan təzyiq orta təzyiq olacaqdır.

$$P_{or.\min} = \frac{2}{3}\left(P_{1\min} + \frac{P_{2\min}^2}{P_{1\min} + P_{2\min}}\right); \qquad (5.82)$$

$$P_{2\max} = \sqrt{P_{2\min}^2 + c\ell_s Q_{or}^2}\ , \qquad (5.83)$$

harada ki, $P_{2\min}$-kəmərin son hissəsində minimal buraxılabilən təzyiqdir.

Onda son hissənin standart şəraitə gətirilmiş akkumilizasiya qabiliyyətini təyin etmək üçün yazmaq olar:

$$V_{akk} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot \frac{P_{or.\max} - P_{or.\min}}{P_{st}} \cdot \frac{T_{st}}{T_{or} \cdot z_{or}} \cdot \ell_s \qquad (5.84)$$

(5.84) ifadəsində (5.80), (5.82) və (5.83) ifadələrini nəzərə alsaq, alarıq:

$$V_{akk} = \frac{\pi D^2}{6} \cdot \frac{T_{st}}{P_{st} \cdot T_{or} \cdot z_{or}} \cdot (P_{1\max}^3 - P_{1\max}^2\sqrt{P_{1\max}^2 - cQ^2\ell_s} + cQ^2\ell_s\sqrt{P_{1\max}^2 - cQ^2\ell_s} + \\ + P_{2\min}^3 - cQ^2\ell_s\sqrt{P_{2\min}^2 + cQ^2\ell_s} - P_{2\min}^2\sqrt{P_{2\min}^2 + cQ^2\ell_s})\frac{1}{cQ^2} \qquad (5.85)$$

Sonuncu ifadədən qaz kəmərinin maksimal akkumilizasiya qabiliyyətini təmin edən son hissənin optimal uzunluğunu tapmaq üçün $dV_{akk} / d\ell_s = 0$ şərtindən istifadə edərək, bəzi dəyişikliklərdən sonra alarıq:

$$\ell_s = \frac{P_{1\max}^2 - P_{2\min}^2}{2cQ^2} \qquad (5.86)$$

Beləliklə, qaz kəmərinin sonuncu hissəsinin maksimal akkumilizasiya qabiliyyəti o vaxt baş verir ki, həmin hissənin uzunluğu maksimal mümkün olan uzunluğun yarısına bərabər olsun:

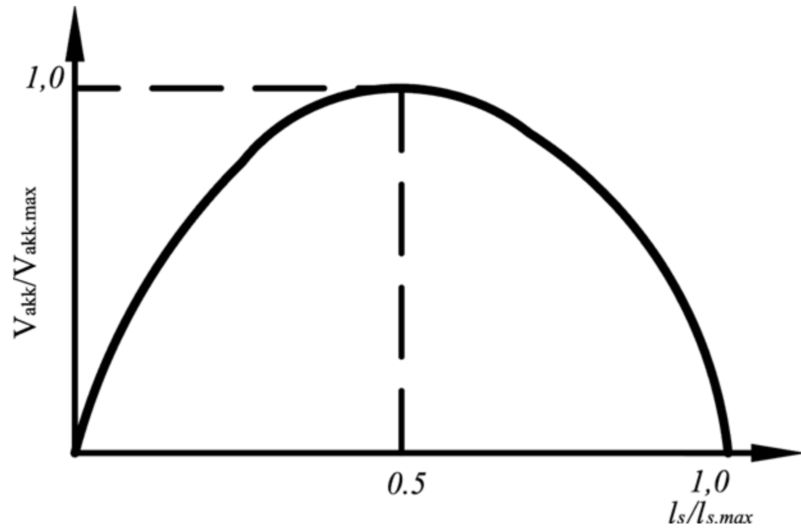
$$\ell_{s.\max} = \frac{P_{1\max}^2 - P_{2\min}^2}{cQ^2} \qquad (5.87)$$

(5.86) ifadəsini (5.85)-də nəzərə alsaq, kəmərin maksimal akkumilizasiya qabiliyyətini hesablaya bilərik:

$$V_{akk.\max} = kD^7 \frac{P_{1\max}^3 + P_{2\min}^3 - \sqrt{\dfrac{P_{1\max}^2 + P_{2\min}^2}{2}}}{Q^2}, \qquad (5.88)$$

harada ki, k-sabit əmsaldır.

Qaz kəmərinin sonuncu hissəsinin akkumilizasiya qabiliyyətinin onun uzunluğundan asılılığı şəkil 5.12-də göstərilmişdir.



Şəkil 5.12. Qaz kəmərinin sonuncu hissəsinin akkumilizasiya qabiliyyətinin $(V_{akk}/V_{akk.\max})$ onun uzunluğundan $(\ell_s/S_{s.\max})$ asılılığı

Son hissənin uzunluğu az olduqda, onun həndəsi həcmi (tutumu) kiçik olduğundan akkumilizasiya qabiliyyəti aşağı olur. Uzunluq böyük olduqda isə $\left(P_{or.\max} - P_{or.\min}\right)$ təzyiqlər fərqi azalır.

Beləliklə, son hissənin akkumilizasiya qabiliyyətindən istifadə etmək məqsədilə, əgər qaza olan tələbat rejimi sabitdirsə, KS-ın yerinin kəmərin sonuna doğru bir az dəyişdirilməsi zəruridir.

5.11. Mərkəzdənqaçma vurucu qurğularla təchiz olunan kompressor stansiyasının iş rejiminin hesablanmasına aid nümunə

Vurucu qurğuların gətirilmiş xarakteristikalarının köməyi ilə kompressor stansiyasının iş rejiminin hesablanması mərkəzdənqaçma kompressor qurğularının iş rejimlərinin müəyyən edilməsi deməkdir. Yəni, gətirilmiş həcmi məhsuldarlığın və ya sərfin $[Q]_{эят}$; gətirilmiş fırlanma tezliyinin $\left[\frac{n}{n_n}\right]_{эят}$ və ötürmənin valına düşən gücün (N) təyini deməkdir. Hesabat aşağıdakı ardıcıllıqla həyata keçirilir:

1. Qaz sabiti təyin olunur:

$$R = \frac{R_h}{\Delta}, \quad kq \cdot M/(kq \cdot K) \tag{5.89}$$

harada ki, Δ-havaya görə qazın nisbi sıxlığı; $R_h = 294 \quad kq \cdot M/(kq \cdot K)$-hava üçün qaz sabiti.

2. Gətirilmiş təzyiq və temperaturdan asılı olaraq təbii qazın sıxılma (inhiraf) əmsalı Z təyin edilir.

3. Standart şəraitdə ($20^0 S$ və 760 mm civə sütunu) qazın sıxlığı hesablanılır:

$$\rho_{st} = \Delta \cdot \rho_{st}^{hava} = \Delta \cdot 1{,}206$$

4. Qazın sorma şəraitindəki sıxlığı (kq/m^3) təyin edilir:

$$\rho_s = \frac{P_s}{ZRT_s} \qquad (5.90)$$

5. Qaz vurucu qurğunun məhsuldarlığı hesablanır (m^3/эцн);

$$Q_k = \frac{Q_k KS}{n} \qquad (5.91)$$

burada $Q_k KS$-eyni tipli qaz vurucu qurğularla təchiz olunmuş kompressor stansiyasının məhsuldarlığı, $m\ln\cdot m^3$/эцн; n- paralel birləşmiş qrupların sayı.

6. 1-ci pillənin qaz vurucusunun həcmi məhsuldarlığı təyin edilir (m^3/дяг).

$$Q = \frac{Q_k \cdot \rho_{st}}{1440 \cdot \rho_s} \qquad (5.92)$$

7. Gətirilmiş hcmi məhsuldarlıq hesablanılır (m^3/дяг).

$$[Q]_{\text{эят}} = \frac{n_n}{n} \cdot Q \qquad (5.93)$$

n_n-vurucunun rotorunun nominal fırlanma tezliyi, дювр/дяг.

8. Gətirilmiş fırlanma tezliyi tapılır (дювр/дяг).

$$\left(\frac{n}{n_n}\right)_{\text{эят}} = \frac{n}{n_n}\sqrt{\frac{Z_{\text{эят}} \cdot R_{\text{эят}} \cdot T_{\text{эят}}}{Z \cdot R \cdot T}}\,, \qquad (5.94)$$

harada ki, $Z_{\text{эят}}$, $R_{\text{эят}}$, $T_{\text{эят}}$-gətirilmiş parametrlər.

9. Qazın sıxılma dərəcəsi (ε) və gətirilmiş nisbi gücün $\left[\frac{N_i}{\rho_{st}}\right]_{\text{эят}}$ təyini. Bu kəmiyyətlər mərkəzdənqaçma qaz vurucu kompressor qurğusunun xarakteristikalarına əsasən gətirilmiş həcmi məhsuldarlığı və gətirilmiş fırlanma tezliklərinin tapılmış qiymətlərinə uyğun təyin edilir.

10. Kompressor qurğusuna lazım olan daxili gücü təyin edilir (KVt).

$$N_i = \left[\frac{N_i}{\rho_{st}}\right]_{\text{эят}} \cdot \gamma_s \cdot \left(\frac{n}{n_n}\right)^3_{\text{эят}} \qquad (5.95)$$

11. Ötürülən güc hesablanılır (KVt).

$$N = N_i + N_{mex} \qquad (5.96)$$

burada N_{mex}-mexaniki güc itkiləridir.

Qazturbin ötürmələri üçün $N_{mex} = 150\ KVt$.

12. Kompressorun çıxışında təzyiq (P_v) hesablanılır ($at.$).

$$P_v = P_s \cdot \varepsilon \qquad (5.97)$$

13. Çıxışdakı temperatur təyin edilir:

$$T_\upsilon = T_s \cdot e^{\frac{k-1}{k}} \qquad (5.98)$$

harada ki, k-təbii qazın politrop göstəricisidir, $k = 1{,}3 - 1{,}31$.

İkinci pillənin də hesabatı analoji olaraq aparılır. Bu zaman 2- ci pillənin girişindəki temperatur 1-ci pillənin çıxışındakı temperatura bərabər götürülür. 2- ci pillənin girişindəki təzyiq $(P_s^{'})$ isə ($at.$). 1- ci pillənin çıxışında olan təzyiqə (P_v) əsasən aşağıdakı kimi tapılır:

$$P_s^{'} = P_v - (0{,}3 - 0{,}5) \qquad (5.99)$$

burada $(0{,}3 \div 0{,}5)$ 1-ci və 2-ci pillələr arasındakı təzyiq itkisidir ($at.$).

İndi isə hesablanmaya aid nümunəyə baxaq:

Gün ərzində 65 $m\ln.m^3$ qaz nəql edən kompressor stansiyasının iş rejiminin hesablanmasına baxaq. Tutaq ki, KS-ın girişində təzyiq $P_s = 38\ at$, temperatur isə $290K$. KS 520 növlü qazvuruculu, TTK-10 qaz-turbinli 2 paralel qruplardan təşkil olunmuş qurğularla işləir. Nəql olunan qazın nisbi sıxlığı $\Delta = 0{,}6$. Vurucu qurğunun rotorunun faktiki fırlanma tezliyi 4600 dövr/dəq-dir.

Həlli:

Qaz sabiti $R = \dfrac{29{,}4}{0{,}6} = 49\ kq \cdot M / (kq \cdot K)$.

Nomoqramdan $P_{\text{эят}}$ və $T_{\text{эят}}$ parametrlərinə əsasən qazın sıxılma əmsalı $Z = 0{,}919$ tapılır.

Standart şəraitdə qazın sıxlığı:

$$\rho_{st} = 0{,}6 \cdot 1{,}206 = 0{,}724\ kq / m^3$$

Sorma şəraitində (girişdə) qazın sıxlığı:

$$\rho_{st} = \frac{380000}{0{,}919 \cdot 49 \cdot 290} = 29{,}1\ kq / m^3$$

Bir qrup qaz vurucusunun məhsuldarlığı:

$$Q_k = \frac{65000000}{2} = 32500000\ m^3 / \text{эцн}$$

Birinci pillə vurucusunun həcmi məhsuldarlığı:

$$Q_k = \frac{32500000 \cdot 0{,}724}{1440 \cdot 29{,}1} = 561{,}5\ m^3 / \text{дяг}$$

(5.93) ifadəsinə əsasən 1- ci pillə qaz vurucusunun gətirilmiş həcmi məhsuldarlığı hesablanılır:

$$[Q]_{\text{эят}} = \frac{4800}{4600} \cdot 561{,}5 = 586\ m^3 / \text{дяг}$$

(5.94) düsturuna uyğun olaraq gətirilmiş nisbi fırlanma tezliyi tapılır:

$$\left(\frac{n}{n_n}\right)_{\text{эят}} = \frac{4600}{4800}\sqrt{\frac{0{,}91 \cdot 50 \cdot 293}{0{,}919 \cdot 49 \cdot 290}} = 0{,}968$$

Qrafikə əsasən qazın sıxılma dərəcəsi $\varepsilon = 1{,}21$ və gətirilmiş nisbi güc $\left[\dfrac{N_i}{\rho_{st}}\right]_{\text{эят}} = 337\ kVt / (kq \cdot m^3)$ müəyyən edilir.

Kompressor qurğusunun istifadə etdiyi güc:

$$N_i = 337 \cdot 29{,}1 \cdot 0{,}968^3 = 8895\ KVt$$

Ötürmənin valına düşən güc:

$$N = 38895 + 100 = 8995\ KVt$$

Birinci pillənin çıxışında temperatur

$$T_2 = 290 \cdot 1{,}21^{\frac{1{,}31-1}{1{,}31}} = 306\ K$$

Kompressor qurğusunun ikinci pilləsinin də hesabatı 1-ci pillənin hesabatına analoji olaraq aparılır.

Yoxlama sualları

1. ***Təbii qazlara hansı qazlar aiddir və onlar bir-birindən nə ilə fərqlənirlər?***
2. ***Qazların fiziki xassələrini və təyinedici kəmiyyətlərini göstərə bilərsinizmi?***
3. ***Qazın ümumiləşdirilmiş hal tənliyi nəyi ifadə edir?***
4. ***Qazın inhiraf (sıxılma) əmsalı nədir və necə təyin edilir?***
5. ***Qazlar üçün komersiya sərfi nədir?***
6. ***Nə üçün qazın özlülüyü mayelərdən fərqli olaraq temperatur artdıqca çoxalır?***
7. ***Coul-Tomson effekti nədir?***
8. ***Qaz kəmərinin hidravliki hesablanması nəticəsində nələr müəyyən edilir?***
9. ***Qaz kəmərinin temperatur rejimi dedikdə nə başa düşürsünüz?***
10. ***Qaz kəməri boyu təzyiq necə düşür? Orta təzyiq necə təyin edilir və nə üçün lazımdır?***
11. ***Qaz kəmərinin trasının relyefi onun hesablanmasına təsir göstərirmi?***

12. ***Mürəkkəb qaz kəmərlərinə hansı kəmərlər aiddir?***
13. ***Atqı və qoşqu xətləri olan mürəkkəb qaz kəmərləri necə hesablanır?***
14. ***Mürəkkəb qaz kəmərlərini hansı üsullarla sadə hala gətirmk olar?***
15. ***Qaz kəmərlərinin buraxma qabiliyyətini hansı üsullarla artırmaq olar?***
16. ***Lupinqli kəmərlər necə hesablanılır?***
17. ***Calaq olunmuş qaz kəmərlərində calaqların sayı nədən asılıdır?***
18. ***Kompressor stansiyaları nə üçün tikilir və hansı avadanlıqlarla təchiz edilir?***
19. ***Kompressor stansiyalarının iş rejimi necə seçilir?***
20. ***Qaz kəməri ilə kompressor stansiyalarının birgə işi nəyi xarakterizə edir?***
21. ***Kompressor stansiyalarının trasda yerləşməsi qaz kəmərinin buraxma qabiliyyətinə necə təsir edir?***
22. ***Qaz kəmərinin akkumilizasiya qabiliyyəti dedikdə nə başa düşülür?***
23. ***Qaz kəmərinin son hissəsində akkumilizasiya qabiliyyəti nədən asılıdır və necə müəyyənləşdirilir?***
24. ***Təbii qazlar kükürd birləşmələrindən və karbon qazından necə təmizlənilir?***

6-cı FƏSİL

NEFT VƏ NEFT MƏHSULLARININ BORU KƏMƏRLƏRİ İLƏ ARDICIL NƏQLİ

6.1. Ardıcıl nəqlin xüsusiyyətləri və üstün cəhətləri

Bir sıra hallarda eyni istiqamətdə bir neçə neft və neft məhsullarını nəql etmək zərurəti ortaya çıxır. Lakin bu zaman hər çeşidli məhsul üçün ayrı-ayrı boru kəmərlərinin tikilməsi məqsədəuyğun olmur. Məhz bu hallarda ardıcıl nəql üsulundan istifadə olunur.

Eyni bir boru kəməri vasitəsilə müxtəlif növ neft və neft məhsullarının nəql edilməsi ***ardıcıl nəql*** adlanır. Belə nəql üsulunda neft, yaxud neft məhsulları ayrı-ayrı partiyalarla bir-birinin ardınca kəmərə vurularaq nəql edilir.

Ardıcıl nəqlin əsas üstünlüyü müxtəlif növ neft və ya neft məhsullarının eyni bir boru kəməri vasitəsilə nəql edilməsinin mümkün olmasındadır. Yəni, hər növdən olan neft məhsulları üçün ayrıca boru kəməri inşa etmək zərurəti aradan qaldırılır və nəql ediləcək məhsulun həcminin artması hesabına boru kəmərinin yükləmə dərəcəsi xeyli çoxalır ki, bununla da nəqlin maya dəyəri aşağı düşmüş olur. Ayrı-ayrı nəql zamanı isə boru kəmərində bu və ya digər səbəbdən məhsul çatışmamazlığı olduğundan əksər hallarda boş dayanma halları olur. Beləliklə, ardıcıl nəql üsulu bir tərəfdən kəmərin tam gücündən istifadə etməyə imkan verirsə, digər tərəfdən dəmir yolu üsulu ilə nəqlin yüklənmə dərəcəsini azaldır.

Ardıcıl nəqlin mənfi cəhəti ondan ibarətdir ki, iki məhsulun təmas zonasında qarışıq əmələ gəlir. Qarışığın əmələ gəlmə mexanizmi ondan

ibarətdir ki, boru kəmərində hərəkət zamanı arxadan gələn məhsul paz şəklində irəlidə olan məhsula daxil olur və konvektiv diffuziya, eləcə də axının pulyasiyası zamanı (kəmərin en kəsiyi boyu axın sürətinin müxtəlif olması) mayelərin təmas zonasında qarışması baş verir. Qarışığın yaranmasına təsir göstərən amillər çoxdur. Ən çox təsir göstərən amillərdən nəql olunan mayelərin sıxlığını, özlülüyü, ardıcıllığı və onların boruda hərəkət rejimlərini göstərmək olar.

Əmələ gələn qarışığın miqdarı arxadan gələn məhsulun özlülüyü çox olduqca az, əks halda isə çox olur.

Ardıcıl nəql zamanı boru kəmərində əlavə qarışığın yaranmaması üçün bir qayda olaraq fiziki-kimyəvi xüsusiyyətləri bir-birinə yaxın olan, bircinsli neft və neft məhsullarının nəqlinə üstünlük verilir. Belə ki, bir boru kəməri ilə benzin, kerosin kimi açıq neft məhsullarının nəqli məqsədəuyğundursa, benzin, mazut kimi açıq və tünd neft məhsullarının ardıcıl nəqli məqsədəuyğun deyil. Təcrübədə müxtəlif avtomobil benzinləri, kerosin və dizel yanacaqlarının ardıcıl nəql olunması geniş yayılmışdır.

Ardıcıl nəqlin tətbiqi təcrübəsi göstərir ki, laminar axın rejiminə nisbətən turbulent axın rejimində qarışığın miqdarı az olur. Ona görə də çalışmaq lazımdır ki, ardıcıl nəql turbulent axın rejimində həyata keçirilsin. Təcrübələr göstərir ki, ardıcıl nəql zamanı turbulent axın rejimində (böyük sürətlərdə) yaranan qarışığın miqdarı boru kəmərinin ümumi həcminin 0,5 – 1% -ni təşkil edir.

Ardıcıl nəql zamanı qarışığın azaldılmasının çox böyük əhəmiyyəti vardır. Neft məhsulları kəmərlərinin istismar praktikasında qarışığın azaldılması tədbirlərini iki qrupa bölmək olar. Birinci qrupa əsasən nəqletmə rejiminə aid olan tədbirləri, ikinci qrupa isə ardıcıl nəql olunan məhsullar arasında müxtəlif ayırıcılardan istifadə olunmasını göstərmək olar. Neft məhsullarının ardıcıl

nəqlini böyük sürətlə həyata keçirməklə yanaşı, öz xassələrinə görə yaxın olan məhsulları bir böyük partiya şəklində qruplaşdırmaq da məqsədəuyğundur. Bu zaman çalışmaq lazımdır ki, qonşu partiyalar öz xarakteristikalarına görə yaxın olsun.

Qarışığın azaldılmasına nəqlin dayandırılmadan, yəni nasosların dayanmasına yol vermədən aparılmasının da çox böyük təsiri vardır. Əks halda boru kəmərində neft məhsullarının yayılması hesabına qarışığın yaranması çox intensivləşir.

Ardıcıl nəql olunan məhsullar boru kəmərinə baş nasos stansiyasında yerləşən müxtəlif çənlərdən daxil olurlar və son məntəqədə ayrı-ayrılıqda qəbul edilirlər.

Ardıcıl nəql zamanı alınmış qarışığı təmizləmək və satmaq tətbirləri də nəzərdə tutulmalıdır.

Özlülüyü çox böyük olan neft məhsullarının (yağlar, mazut və s.) nəqli bir qayda olaraq xüsusi ayırıcılar olmadan həyata keçirilmir. Belə ki, belə hallarda qarışığın miqdarı adi hallardakından 3 - 4 dəfə çox ola bilər.

Benzin və müxtəlif növ dizel yanacaqlarının ardıcıl nəqli demək olar ki, bütün magistral neft məhsulları kəmərlərində həyata keçirilir. Bəzi hallarda 8-10 növ neft məhsulları nəql oluna bilir. Eyni bir neft kəməri ilə müxtəlif növ neftlərin də nəqli böyük üstünlüyə malikdir və geniş tətbiq edilir.

Məlumdur ki, eyni bir rayonda tərkibi çox müxtəlif olan neft istehsal oluna bilər. Adətən eyni emal texnologiyasına malik olan belə neftlər eyni kəmər vasitəsilə neftayırma zavodlarına (NAZ) qarışıq şəkildə nəql olunurlar.

Bir çox hallarda müxtəlif tərkibli neftlərin ardıcıl nəqli və (NAZ)-da ayrı-ayrı texnologiya üzrə emal olunması nəticəsində əlavə miqdarda çox mühüm neft məhsullarını almaq , yaxud onların emal texnologiyasını sadələşdirmək olar. Hal-hazırda praktikada duzsuzlaşdırılmış neft ilə, tərkibində müəyyən

miqdarda duz olan neftin ardıcıl nəql olunması müvəffəqiyyətlə tətbiq olunur. Tərkibində müəyyən miqdarda kükürd, su və mexaniki qarışıqlar olan neftin nəql olunması da böyük əhəmiyyətə malikdir. Qeyd etmək lazımdır ki, tərkibində su, duz və mexaniki qarışıqlar olan neftin ardıcıl nəql olunması ilə ayrı-ayrı neft məhsullarının ardıcıl nəql olunması bir çox cəhətdən fərqlənirlər. Belə ki, neft məhsullarının nəql olunması zamanı Reynolds ədədinin qiyməti neftin nəqlinə nisbətən çox kiçik olur. Bundan başqa bir növ neft nəql olunan zaman su, mexaniki qarışıqlar və duz boru kəmərinin dibinə çökür, digər növ neft məhsulu isə bunları yuyub aparır.

Ümumiyyətlə, ardıcıl nəql zamanı aşağıdakı məsələlərin həll edilməsi vacibdir:

- ardıcıl nəql zamanı yaranan qarışığın miqdarının təyin edilməsi, son məntəqədə qəbulu və ondan istifadə edilməsi;
- ardıcıl nəqlin hidravliki hesablanması;
- ardıcıl nəqlin ən əlverişli dövrlər sayının təyin edilməsi, yaxud neft məhsulları partiyalarının sayının müəyyən edilməsi;
- boru kəmərinin nasos stansiyalarında və son məntəqədə zəruri texnoloji tutumun təyin edilməsi.

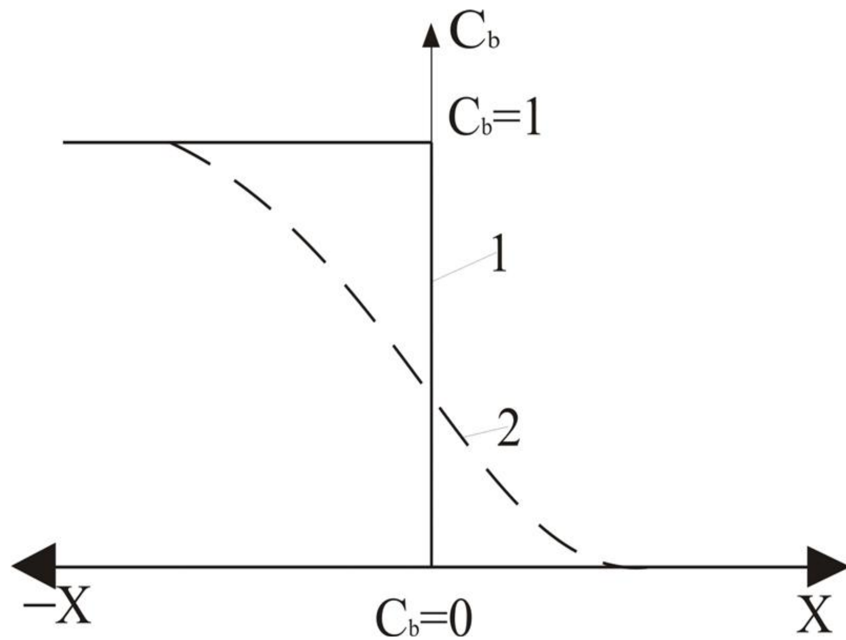
6.2. Ardıcıl nəql zamanı boru kəmərində qarışığın yaranmasının mexanizmi və səbəbləri

Ardıcıl nəql zamanı iki məhsulun təmas zonasında qarışıq əmələ gəlir.

Boru kəmərində qarışığın yaranması mexanizmini izah etmək üçün çox sadə bir hala baxaq: atqı və qoşqu xətləri olan üfüqi boru kəmərində ardıcıl axan iki neft məhsulunu şərti olaraq «a» və «b» ilə işarə edək.

«a» neft məhsulunu nəql edən boru kəmərində müəyyən zamandan sonra «b» neft məhsulunun nəqli başlanır. Bu anı ardıcıl nəql üçün başlanğıc zaman kimi qeyd edirik. Fərz edək ki, ardıcıl nəqlin başlanğıc anında iki maye arasındakı təmas sərhəddi borunun mərkəzi oxuna perpendikulyar olan müstəvi şəklindədir və «b» məhsulunun bu müstəvidəki qatılığı 1-dən sıçrayışa 0-a qədər azalır (şəkil 6.1, 1 xətti). Başlanğıc anından sonra mayelərin boru kəməri ilə hərəkəti zamanı, qarışıqyaranma təqribən $t^{0,5}$ qanunu üzrə baş verir (burada, t-ardıcıl nəqlin başlanması anından keçən zamandır).

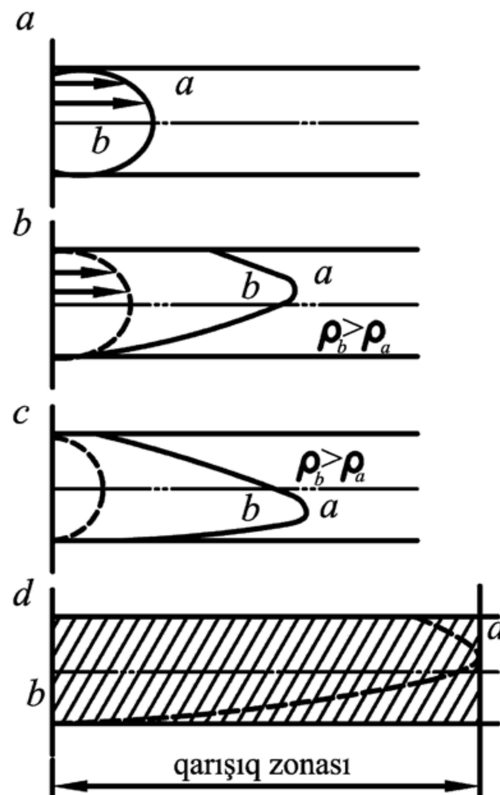
«b» neft məhsullarının qatılığı əmələ gələn qarışığın uzunluğu boyu $C_b = 1$-dən (başlanğıcda), $C_b = 0 - a$-ya kimi (sonunda) dəyişir (şəkil. 6.1, 2 xətti).



Şəkil 6.1. Qarışıq zonasında sıxışdıran neft məhsulunun qatılığının dəyişmə qrafiki

Məlumdur ki, boru kəmərinin ortasında axın sürəti divara yaxın yerlərə nisbətən çox böyükdür. Ona görə də laminar axında «a» və «b» mayelərinin

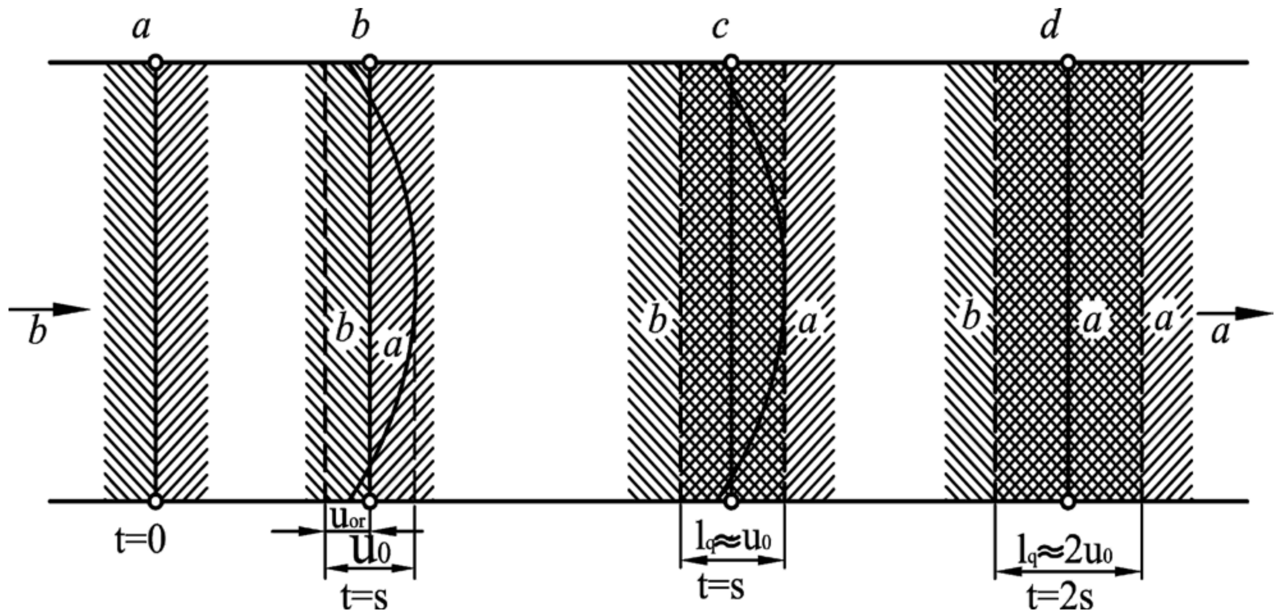
ardıcıl nəqli zamanı «b» mayesi paz şəklində «a» mayesinə daxil olur (şəkil 6.2). Eyni zamanda sıxlıqların müxtəlif olması nəticəsində «b» neft məhsulu, borunun mərkəzi oxundan ya yuxarıya qalxacaq ($\rho_a > \rho_b$), ya da aşağıya enəcək ($\rho_a < \rho_b$), neft məhsullarının bütün ayırma səthi üzrə isə malekulyar diffuziya baş verəcəkdir. Yuxarıda qeyd olunan səbəblərdən, boru kəmərində ardıcıl nəql zamanı böyük qarışıq zonası əmələ gəlir.



Şəkil 6.2. Laminar rejimdə «b» məhsulunun «a» məhsuluna daxil olmasının epürü

Ardıcıl nəqlin turbulent axınında isə «b» neft məhsulunun maye pazı dağılır və en kəsiyə görə neft məhsullarının bərabər paylanmış qarışığı yaranır. Bununla əlaqədar olaraq, ardıcıl nəqlin turbulent axınında qarışıqyaranmanın mexanizmini aşağıdakı kimi izah etmək olar.

Yuxarıda qəbul etdiyimiz kimi, neft məhsullarının ardıcıl nəqlinin başlanğıcına uyğun gələn $t = 0$ anında «a» və «b» neft məhsullarının təmas səthi borunun oxuna perpendikulyar olan müstəvi şəklindədir (şəkil. 6.3).



Şəkil 6.3. Turbulent hərəkət rejimində qarışıqyaranma mexanizmi

Birinci saniyə ərzində $t = (1s)$ «b» neft məhsulu yerli, ortalaşdırılmış sürətin profilinə uyğun olaraq paz şəklində «a» neft məhsuluna daxil olur. İlkin müstəvi görüş səthi isə U_{or} - kəmiyyəti qədər $(S = U_{or}t = U_{or} \cdot 1s = U_{or})$ yerini dəyişir. Bununla eyni vaxtda turbulent diffuziyanın təsiri nəticəsində «b» məhsulunun paz şəklində «a»-ya daxil olan hissəsinin borunun en kəsiyi üzrə «a» məhsulu ilə qarışması nəticəsində müəyyən həcmdə qarışıq yaranır. Burada «a» və «b» məhsullarının miqdarı təqribən eynidir.

İkinci saniyə ərzində $(t = 2s)$ yaranmaqda olan qarışıq (təmiz «b» neft məhsulu yox), «a» məhsuluna paz şəklində daxil olur və turbulent diffuziyanın təsirindən onunla qarışır və təmiz «b» məhsulu isə arxadan yaranmaqda olan qarışığa paz şəklində daxil olur. Ona görə də qarışıq zonasının önündə təmiz «a» neft məhsulu ilə, arxa hissəsində isə təmiz «b» neft məhsulu ilə qarışma baş verir. Beləliklə, qarışıq zonası boru kəmərində hərəkət etdikcə həcmi artır, belə ki, qarışığın qatılığı təqribən eyni olan ilkin ayırma müstəvisindən sola «b» məhsulunun qatılığı artır, bu müstəvidən sağa isə qatılıq azalır.

Ardıcıl nəqlin laminar axını zamanı neft məhsullarının birinin paz şəklində digərinə daxil olmaqla yaranan qarışığın həcmi ümumi boru kəmərinin həcmindən bir neçə dəfə çox ola bilər (şəkil 6.2., d). Ona görə də ardıcıl nəqldə laminar axın rejimindən təsadüfi hallarda istifadə olunur. Ardıcıl nəqlin turbulent axını zamanı isə paz şəklində daxil olan «b» neft məhsulu, turbulent qarışma nəticəsində «a» neft məhsulu ilə bütün en kəsiyində qarışacaq. Turbulent qarışdırılmanın təsiri nəticəsində maye pazının dartılması baş vermir. Ona görə də turbulent axında yaranan qarışıq laminar axındakından qat-qat az olur və borunun ümumi həcminin $0{,}5-1\%$-ni təşkil edir. Yəni, Reynolds ədədinin böyük qiymətlərində borunun en kəsiyində sürətin paylanması bərabərləşir və ardıcıl nəql zamanı yaranan qarışıq azalır, əks halda isə qarışığın həcmi artır.

6.3. Ardıcıl nəql zamanı qarışıqda qatılıqların təyin edilməsi

Qeyd olunduğu kimi ardıcıl nəql zamanı iki neft məhsulunun təmas zonasında bir sıra səbəblərdən müəyyən miqdarda qarışıq yaranır. Qarışıq laminar axın üçün borunun en kəsiyinə görə ortalaşdırılmış sürətlərin qeyri-

bərabər paylanması nəticəsində neft məhsullarının turbulent qarışması hesabına əmələ gəlir.

Neft məhsullarının qarışıq zonasının özü də hərəkət etdiyindən, qarışıq borunun uzunluğu boyu, ilkin təmas müstəvisindən hər iki tərəfə yayılmağa başlayır və zaman keçdikcə qarışıq zonasının sərhəddi $(Dt)^{0,5}$ qanunu üzrə genişlənir. Burada D - diffuziyanın səmərəlilik əmsalı olub qarışıq zonasının uzunluğa görə yayılmasını xarakterizə edir, laminar və turbulent axın üçün eyni mahiyyət daşıyır. Ona görə də qarışıqyaranma prosesini həm laminar və həm də turbulent axın üçün eyni bir differensial tənlik ilə xarakterizə etmək olar.

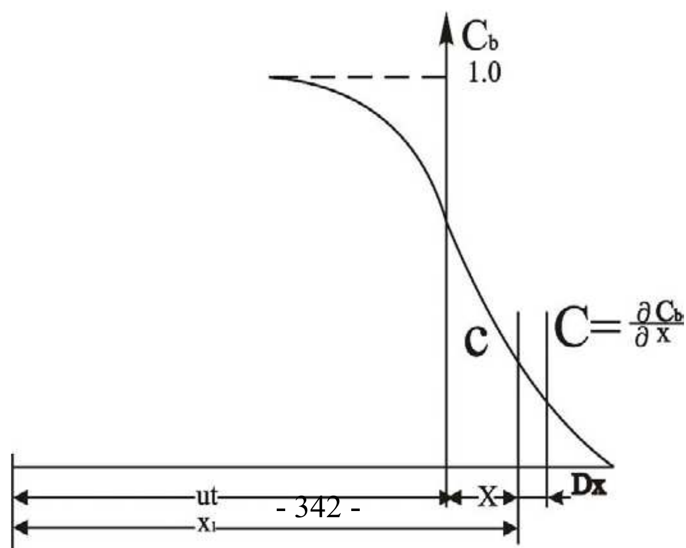
Qarışığın uzunluğa görə yaranması sürətini (uzunluğa görə diffuziya sürəti) Fik qanunu ilə təyin etmək olar:

$$U = -D\frac{dC_b}{dx} \tag{6.1}$$

burada U - diffuziya sürəti; D - diffuziyanın səmərəlilik əmsalı; $\frac{dC_b}{dx}$ - əvəzedici neft məhsulunun qatılıq qradientidir.

Qarışıqyaranma prosesini xarakterizə edən tənliyi almaq üçün koordinat başlanğıcını qarışıq zonasının mərkəzində götürək, harada ki, əvəzedici və əvəzolunan məhsulların qatılıqları eynidir (şəkil 6.4).

$$C_a = C_b = 0,5$$



Şəkil 6.4. Qatılıqların paylanma qrafiki

Onda hərəkət edən koordinat sisteminin uzunluğa görə koordinatı X ilə hərəkətsiz sistemin koordinatı X_1 arasındakı asılılığı aşağıdakı kimi ifadə etmək olar:

$$X = X_1 - U_{or} t \tag{6.2}$$

Hərəkət edən koordinanat sisteminin 1 və 2 kəsiklərindəki koordinatların X və $X + dx$, bu kəsiklər arasındakı elementar həcmi Fdx olduğunu qəbul edərək ardıcıl nəqldə *«b»* əvəzedici neft məhsulunun balans tənliyini yazmaq olar. Fərz edək ki, əvəzedici neft məhsulunun 1 kəsiyində en kəsiyə görə orta qatılığı C_b - dir, onda 2 kəsiyindəki qatılığı

$$C_b + \frac{\partial C_b}{\partial x} dx$$

Fik qanununa əsasən dt zamanı ərzində 1 en kəsiyindən keçib, ayrılmış həcmə daxil olan (uzunluğa görə yayıldığına görə) qarışığın miqdarı:

$$q_1 = -D \frac{\partial C_b}{\partial x} \cdot F \cdot dt \tag{6.3}$$

Həmin vaxtda 2 kəsiyindən keçən neft məhsulunun miqdarı isə:

$$q_2 = -D \frac{\partial}{\partial x} (C_b + \frac{\partial C_b}{\partial x} dx) F dt \tag{6.4}$$

Onda dt zamanı ərzində 1 və 2 kəsikləri arasında (ayrılmış həcmdə) toplanan *«b»* məhsulunun miqdarı:

$$\Delta q = \frac{\partial C_b}{\partial t} F dx dt \tag{6.5}$$

Digər tərəfdən məlumdur ki, *«b»* neft məhsulunun ayrılmış həcmi üçün balans tənliyi:

$$\Delta q = q_1 - q_2 \tag{6.6}$$

yaxud,

$$\Delta q = -D\frac{\partial C_b}{\partial x}Fdt + D(\frac{\partial C_b}{\partial x} + \frac{\partial^2 C_b}{\partial x^2}dx)Fdt = \frac{\partial C_b}{\partial t}$$

Sonuncu ifadədə kiçik sadələşdirmədən sonra alarıq:

$$\frac{\partial C_b}{\partial t} = D\frac{\partial^2 C_b}{\partial x^2} \tag{6.7}$$

(6.7) tənliyi vaxtdan asılı və qarışıq boyu məhsulların qatılığının dəyişməsini ifadə edən diferensial tənlikdir $(D = const)$.

Neft məhsullarının təmas zonasında $t = 0$ və $C_b = f(x) = \begin{cases} 1; & x \prec 0 \\ 0; & x \succ 0 \end{cases}$ başlanğıc şərtləri daxilində (6.7) tənliyinin həlli sonsuz uzunluqlu boru kəməri üçün aşağıdakı kimi olacaqdır:

$$C_b(x,t) = \frac{1}{2\sqrt{\pi Dt}}\int_{-\infty}^{\infty} f(\xi)e^{\frac{-(x-\xi)^2}{4Dt}} \cdot d\xi \tag{6.8}$$

burada $f(\xi)$- əvəzedici neft məhsullunun başlanğıc paylanmasıdır. Qatılığın başlanğıc paylanmasına uyğun olaraq (6.8) tənliyi aşağıdakı şəkli alacaqdır:

$$C_b(x,t) = \frac{1}{2\sqrt{\pi Dt}}\int_{-\infty}^{0} \exp\left[\frac{-(x-\xi)^2}{4Dt}\right]d\xi \tag{6.9}$$

və ya $\eta = \frac{x-\xi}{2\sqrt{Dt}}$ - kimi əvəzləmə qəbul etsək:

$$C_b = \frac{1}{2}(1 - erf\frac{x}{2\sqrt{Dt}}), \tag{6.10}$$

harada ki, $erfz = \frac{2}{\sqrt{\pi}}\int_0^z \exp(-\eta^2)d\eta$ funksiyası ehtimal inteqralı adlanır və onun hesablanması üçün xüsusi cədvəllər tərtib olunmuşdur.

Aşkardır ki, real şəraitdə boru kəməri sonsuz deyil, sonlu uzunluğa malik olur.

Ona görə də yuxarıdakı $X = X_1 - U_{or} t$ əvəzləməsində $X = L = U_{or} \cdot t_0$ nəzərə alsaq:

$$\frac{x}{2\sqrt{Dt}} = \frac{L - U_{or} t}{2\sqrt{Dt}} = \frac{U_{or}(t_0 - t)}{2\sqrt{Dt}} = \frac{1-\tau}{2\sqrt{\tau}}\sqrt{\frac{U_{or} L}{D}} \qquad (6.11)$$

burada $\tau = \dfrac{t}{t_0}$, t_0- qarışığın mərkəzi hissəsinin $C_b = C_a = 0{,}5$ qatılıqları ilə L uzunluqlu borunun sonuna kimi hərəkət etmə vaxtıdır;

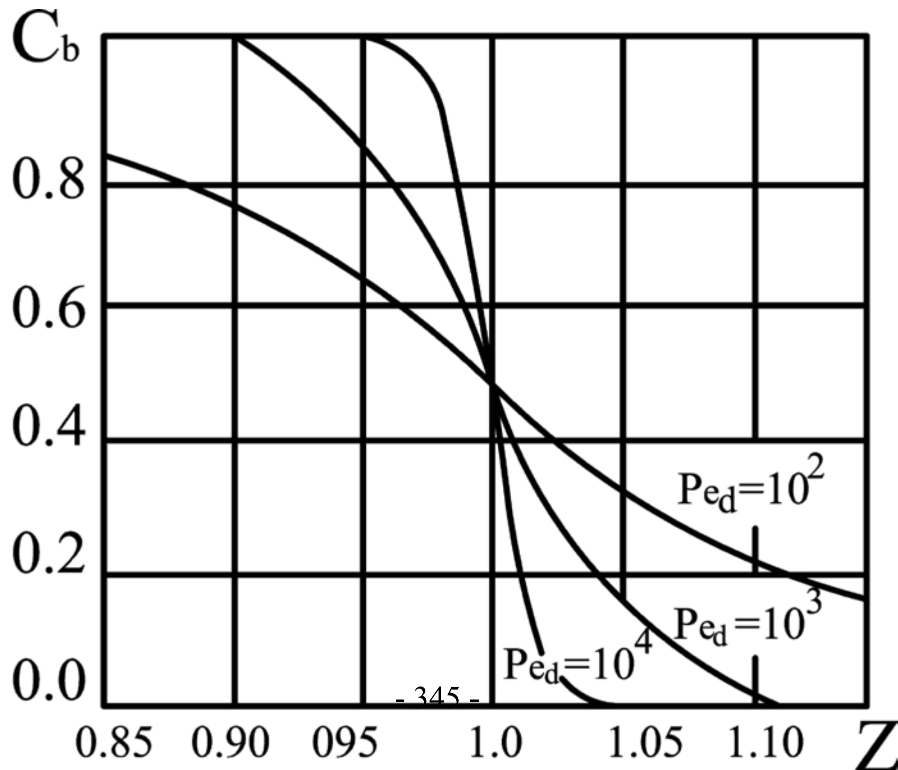
$\dfrac{U_{or} L}{D} = Pe_d$ - Peklenin diffuziya əmsalıdır. Əksər hallarda $t \cong t_0$ olduğundan $\sqrt{\tau} = 1$ olur. Ona görə də qəbul etmək olar ki,

$$\frac{1-\tau}{2\sqrt{\tau}}\sqrt{\frac{U_0 L}{D}} = \frac{1}{2}(1-\tau)\sqrt{Pe_d} = Z \qquad (6.12)$$

Beləliklə, (6.12) şərti daxilində boru kəmərinin son kəsiyində əvəzedici neft məhsulunun ani qatılığını təyin edən tənliyi sadə şəkildə yazmaq olar:

$$C_b = \frac{1}{2}(1 - erfZ) \qquad (6.13)$$

Sonuncu ifadənin köməyi ilə kəmərdə yaranan qarışığın miqdarını təyin edə bilərik (şəkil 6.5). Zamanın t_1 anından t_2-yə kimi vaxt ərzində boru kəmə-



Şəkil 6.5. $C_b(Z)$ ***funksiyasının*** P_e***-nin müxtəlif qiymətlərində forması***

rinin son kəsiyindən keçən qarışığın həcmi:

$$V_{qar} = Q(t_2 - t_1) \qquad (6.14)$$

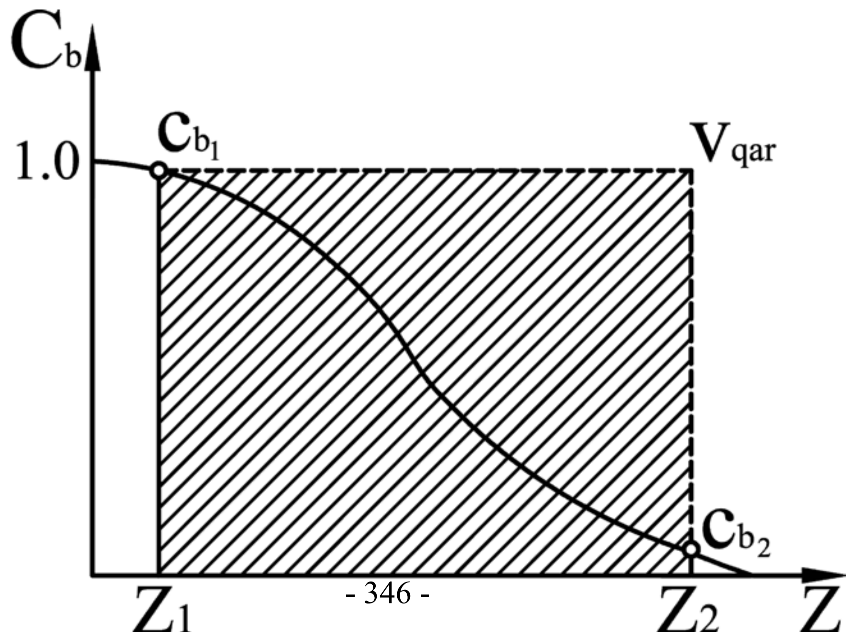
burada Q-qarışıq zonasının keçdiyi müddətdə kəmərin buraxma qabiliyyəti olub sabit hesab edilir. (6.14)-ə əsasən borunun ümumi həcmini aşağıdakı kimi yaza bilərik:

$$\frac{V_{qar}}{V_{boru}} = \frac{Q}{V_{boru}}(t_2 - t_1) = \frac{U_{or}F}{LF}(t_2 - t_1) = \frac{1}{t_0}(t_2 - t_1) = \tau_2 - \tau_1 \qquad (6.15)$$

(6.11) - dən τ - nu təyin edərək (6.15) – də nəzərə alsaq alarıq:

$$\frac{V_{qar}}{V_{boru}} = 2(Z_1 - Z_2)Pe_d^{-0,5} \qquad (6.16)$$

Burada Z_1 və Z_2 aşağıdakı qayda ilə təyin oluna bilər: $C_{b_1}(Z_1)$ və $C_{b_2}(Z_2)$ qatılıqlarının verilmiş qiymətləri üçün qarışığın təyin olunan həcmində (şəkil 6.6), $erfZ_1$ və $erfZ_2$- ehtimal inteqrallarının uyğun qiymətləri aşağıdakı münasibətlərə əsasən cədvəldən təyin edilir (cədvəl 6.1):



Şəkil 6.6. C_{b_1} ***və*** C_{b_2} ***sərhəd qatılıqları həddində qarışığın sxemi (tapılması)***

Cədvəl 6.1

Z ***arqumentinin,*** $erfZ$ ***və*** $e^{-Z^2}/\sqrt{\pi}$ ***- nin qiymətləri***

C_b	Z	erf	$e^{-Z^2}/\sqrt{\pi}$	C_a
0,0025	*1,985*	*0,995*	*0,011*	*0,9975*
0,005	*1,882*	*0,99*	*0,0163*	*0,995*
0,01	*1,645*	*0,98*	*0,0377*	*0,99*
0,02	*1,452*	*0,96*	*0,0685*	*0,98*
0,03	*1,330*	*0,94*	*0,0962*	*0,97*
0,04	*1,238*	*0,92*	*0,1218*	*0,96*
0,05	*1,163*	*0,90*	*0,1459*	*0,95*
0,06	*1,099*	*0,88*	*0,1686*	*0,94*
0,07	*1,044*	*0,86*	*0,1897*	*0,93*
0,08	*0,994*	*0,84*	*0,2101*	*0,92*
0,09	*0,948*	*0,82*	*0,2297*	*0,91*
0,10	*0,906*	*0,80*	*0,2483*	*0,90*
0,15	*0,733*	*0,70*	*0,3297*	*0,85*
0,20	*0,595*	*0,60*	*0,3960*	*0,80*
0,25	*0,447*	*0,50*	*0,4494*	*0,75*
0,30	*0,371*	*0,40*	*0,4916*	*0,70*
0,35	*0,272*	*0,30*	*0,5240*	*0,65*
0,40	*0,180*	*0,20*	*0,5462*	*0,60*
0,45	*0,089*	*0,10*	*0,5597*	*0,55*
0,50	*0,000*	*0,00*	*0,5642*	*0,50*

Qeyd: ***1***. $C_a - 1 - C_b$, ***2.*** $C_b < 0{,}5$ olduqda- Z və $erfZ$ müsbət, C_σ>0,5 olduqda-mənfidir.

$$\left.\begin{aligned} erfZ_1 &= 1 - 2C_{b_1} \\ erfZ_2 &= 1 - 2C_{b_2} \end{aligned}\right\} \qquad (6.17)$$

Simmetrik qatılıqlar halı üçün $(C_{b_1} + C_{b_2} = 1)$, məsələn $C_{b_1} = 0{,}01$ və $C_{b_2} = 0{,}99$ isə, $Z_1 - Z_2 = 2Z$. Onda qarışığın həcmini tapmaq üçün yuxarıda qeyd olunan ifadə xeyli sadələşir:

$$V_{qar} = V_b 4ZPe_d^{-0,5} \qquad (6.18)$$

Burada Z arqumentinin işarəsi həmişə müsbətdir. Yəni, əgər neft məhsulunun qatılığı C_b deyil, əvəz edilən məhsulun qatılığı, C_a verilsəydi, onda (6.18) düsturu dəyişməz qalacaq, (6.16) -da isə Z_1 və Z_2 yerlərini dəyişmiş olacaq.

6.4. Qarışığın həcminin təyini

Yuxarıda qeyd olunduğu kimi iki neft, yaxud neft məhsulunun ardıcıl nəqli zamanı birbaşa təmasda yaranan qarışığın miqdarı V_{qar}, kinematik özlülüklərin $1 < \frac{\nu_a}{\nu_b} \leq 5$ nisbətində aşağıdakı düsturla təyin edilir:

$$V_{qar} = 2V_{boru}(Z_1 - Z_2)Pe_d^{-0,5} \qquad (6.19)$$

burada $V_{boru} = \frac{\pi D_{dax}^2}{4} L$ - boru kəmərinin həcmi; D_{dax} - borunun daxili diametri; L - boru kəmərinin uzunluğu; Z_1 və Z_2 - ehtimal inteqralının arqumentləri; $Pe_d = \frac{U_0 L}{D_t}$ - Peklenin diffuziya əmsalı; U_0 -neft, yaxud neft məhsulunun boruda hərəkətinin orta sürəti; D_t - turbulent diffuziya əmsalıdır.

Praktiki hesablamalarda qarışığın həcmi çox vaxt qatılığın dəyişməsinin simmetrik həddində təyin edilir, başqa sözlə $C_{b_1} + C_{b_2} = 1$ (məsələn $C_{b_2} = 0{,}94$, $C_{b_1} = 0{,}06$).

Bu zaman $Z_1 = -Z_2$ olduğundan,

$$V_{qar} = 4V_{boru} Z Pe_d^{-0,5} \qquad (6.20)$$

Əgər neftin kinematik özlülüklərinin nisbəti $\frac{\nu_a}{\nu_b} > 5$ kimidirsə, onda aşağıdakı ortalaşdırma daha yaxşı nəticə verir:

$$2Pe_d^{-0,5} = Pe_a^{-0,5} + Pe_b^{-0,5}.$$

Onda (6.20) düsturunun əvəzində aşağıdakını yaza bilərik:

$$V_{qar} = 2V_{boru} Z (Pe_a^{-0,5} + Pe_b^{-0,5}) = 2V_{boru} Z \left[1 + \left(\frac{D_{t.a.}}{D_{t.b.}}\right)^{0,5}\right] Pe_b^{-0,5} =$$
$$= 2V_{boru} Z \left[1 + \left(\frac{D_{t.b.}}{D_{t.a.}}\right)^{0,5}\right] Pe_a^{-0,5} \qquad (6.21)$$

Burada Pe_a, Pe_b, $D_{t.a}$, $D_{t.b.}$ - uyğun olaraq təmasda olan «a» və «b» məhsulları üçün Peklenin diffuziya və turbulent diffuziya əmsallarıdır. Aşkardır ki, kinematik özlülükləri yaxın olan neft məhsullarının ardıcıl nəqli zamanı, harada ki, $D_{t.a.} = D_{t.b.} = D_t$ şərti ödənilir, onda (6.21) düsturu (6.20) -yə keçir.

Qarışığın həcmini təyin etmək üçün alınan ifadədən görünür ki, ən mühüm məsələlərdən biri diffuziya əmsalının təyin edilməsidir. Bu məqsədlə praktiki hesablamalarda turbulent diffuziya əmsalını təyin etmək üçün aşağıdakı düsturlardan istifadə etmək olar:

Teylor düsturu;

$$D_t = 3,57 U_{or} R \sqrt{\lambda} \qquad (6.22)$$

Syenitser düsturu,

$$D_t = 1,32 \cdot 10^7 U_{or} d \left(\frac{\lambda}{4}\right)^{3,6} \left(\frac{L}{d}\right)^{0,141} \qquad (6.23)$$

Neçval – Yablonski düsturu;

$$D_t = 28{,}7 v_{or.} (\mathrm{Re}\sqrt{\lambda})^{0,755} \;, \qquad (6.24)$$

burada, U_{or}-axının orta sürəti; λ- hidravliki müqavimət əmsalı; v_{or}-kinematik özlülüyün orta qiyməti olub, Kadmer düsturuna əsasən aşağıdakı kimi hesablanır:

$$v_{or} = \frac{3v_a + v_b}{4}, \qquad (v_a < v_b) \qquad (6.25)$$

(6.20) və (6.21) düsturlarındakı ehtimal inteqralının arqumentləri, qatılıqların dəyişməsinin verilmiş həddində həmişə müsbət götürülür və neft məhsullarının qatılıqlarının müəyyən qiymətlərini isə cədvəl 6.1-dən təyin etmək olar.

Ardıcıl nəql zamanı boru kəmərində yaranan qarışıq son məntəqədə qəbul çənindəki məhsulu korlamamaq şərti ilə qəbul edilir. Son məntəqədə qarışıq ayrıca çənə qəbul edilir, sonra isə kiçik partiyalarla bir neçə çənə paylanır. Bu zaman təmiz məhsul çəninə əlavə ediləcək qarışığın həcmi aşağıdakı düsturla tapılır:

$$V_{qar.a} = \frac{C_{b.ч.а} В_{ч.а}}{Ñ_{б.ор}}; \qquad V_{qar.b} = \frac{C_{à.ч.б} В_{ч.а}}{Ñ_{а.ор}}, \qquad (6.26)$$

harada ki, $v_{qar.a}$ və $v_{qar.b.}$- «a» və «b» məhsullu çənlərə qəbul oluna biləcək qarışığın həcmi; $C_{б.ч.а}, C_{a.ч.б}$-uyğun olaraq «a» və «b» neft məhsulu olan çənlərdə «b» və «a» neft məhsullarının maksimal buraxılabilən qatılıqları, $V_{ч.а}, V_{ч.б}$-uyğun olaraq «a» və «b» məhsullu çənlərdəki məhsulların həcmi; $C_{a.or}$, $C_{b.or}$ - qarışıqda «a» və «b» neft məhsullarının orta qatılıqlarıdır.

Qarışıqda «a» və «b» neft məhsullarının orta qatılığı (% - lə) aşağıdakı düsturla hesablanır:

$$C_{a.or} = \frac{\rho_{qar} - \rho_b}{\rho_a - \rho_b} \cdot 100 \qquad (6.27)$$

$$C_{b.or} = 100 - C_{a.or}, \qquad (6.28)$$

harada ki, ρ_{qar}, ρ_a və ρ_b-uyğun olaraq qarışığın, «a» və «b» təmiz neft məhsullarının sıxlıqlarıdır.

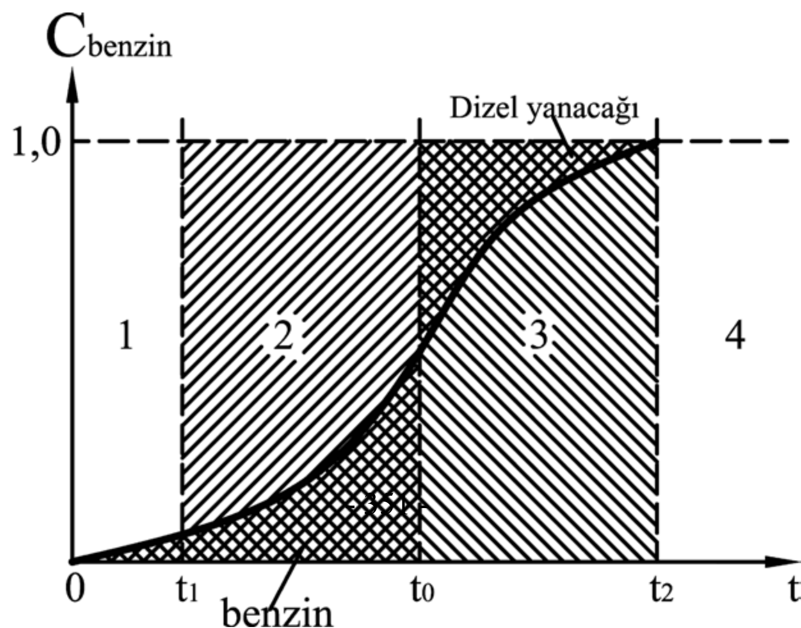
$C_{а.ч.б}$ və $C_{б.ч.а}$-maksimal buraxılabilən qatılıqları laboratoriya tədqiqatlarına əsasən təyin edirlər (cədvəl 6.2). Geniş yayılan neft məhsullarının buraxılabilən qatlılıqları emprik düsturlarla da tapıla bilər. Məsələn benzin və dizel yanacağı kimi məhsulların ardıcıl nəqli zamanı (şəkil 6.7) bu qatılıqların tapılmasına baxaq.

Cədvəl 6.2

Bəzi neft məhsulları qarışığının təqribi buraxılabilən kütlə qatılıqları (%- lə)

Neft məhsulları	*Etilləşmiş benzin A-72*	*Reaktiv yanacağı TS-1*	*Dizel yanacağı*		*Traktor ağ nefti*
			DYY (yay)	*DYQ (qış)*	
Etilləşmiş benzin A-72	*	3,0	0,5	1,0	1,0
Reaktiv yanacağı TS-1	0	*	1,0	5,0	*
Dizel yanacağı DYY (yay)	0	1,0	*	0,5	0,5
DYQ(qış)	0,5	6,0	55,0	*	10,0
Traktor ağ nefti	3,0	*	1,5	3,0	*

Cədvəldə (*) işarəsi istənilən miqdarda əlavə olunma mümkünlüyünü göstərir



Şəkil 6.7. Benzin və dizel yanacağı məhsullarından yaranan qarışığın qəbul sxemi

Benzinin dizel yanacağındakı buraxılabilən qatılığı alışma temperaturuna görə aşağıdakı düsturla tapıla bilər:

$$C_{benzin}\frac{(16{,}7t_{10}-32)}{t_{f.a}+55}\lg\frac{t_{f.a}}{t_a}, \tag{6.29}$$

harada ki, $t_{f.a}$-təmiz dizel yanacağının faktiki alışma temperaturu; t_a-dizel yanacağının minimal buraxılabilən alışma temperaturu; t_{10}- *10%* benzinin qaynayıb qurtarma temperaturudur. Dizel yanacağının benzində buraxılabilən qatılığı isə aşağıdakı emprik düsturla tapılır:

$$C_{d.y.}=\frac{(t_{q.s}-124)^2-(t_{q.f.}-124)^2}{(\rho_{20}-0{,}753)\cdot 28\cdot 10^3}, \tag{6.30}$$

harada ki, $t_{q.s.}$- bezinin buraxılabilən son qaynama temperaturu; $t_{q.f.}$- təmiz benzinin faktiki son qaynama temperaturu; ρ_{20} - $20^0 S$- də dizel yanacağının sıxlığıdır.

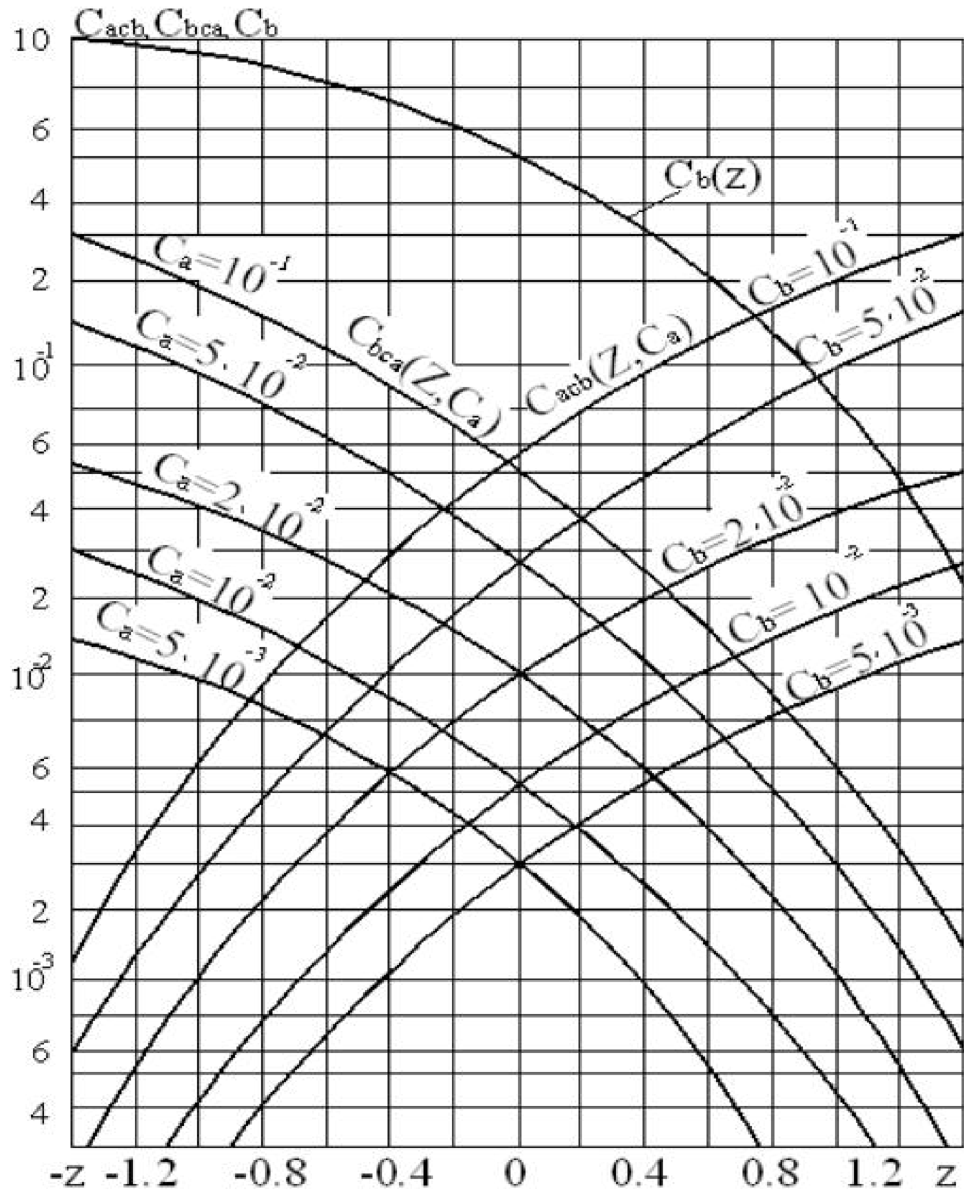
Təmiz neft məhsulu çəninə qəbul edilən qarışığın miqdarı aşağıdakı kimi təyin edilir. Neft məhsullarının buraxılabilən qatılıqları ($C_{б.ч.а}$ və $C_{а.ч.б.}$), ani qatılıqları C_{a_1} (qarışığın «baş» hissəsi) və C_{a_2} (qarışığın «quyruq» hissəsi), ξ_a və ξ_b parametrləri kimi dəyişən kəmiyyətlər arasında aşağıdakı analitik asılılıqlar mövcuddur:

$$\xi_a=\frac{V_{ч.а}Pe_d^{0,5}}{2V_{boru}};\qquad \xi_a=\frac{V_{ч.b.}Pe_d^{0,5}}{2V_{boru}} \tag{6.31}$$

İstifadə edilməsinin sadə olması və hesablamaları aydınlaşdırmaq üçün bu asılılıqlarının qrafiki verilir (şəkil 6.8). Şəkil 6.8 -də $C_{b.ч.a.} = f(\xi_a, Z)$ və $C_{a.ч.b.} = f(\xi_b, Z)$ və həmçinin $C_a = f(Z) = 0{,}5[1 - F(Z)]$, harada ki, $F(Z)$- ehtimal inteqralı olub, xüsusi cədvəllərdən təyin edilir.

Qrafikdən (şəkil 6.8) istifadə qaydası aşağıdakı kimidir:

- verilmiş sərfə əsasən neft məhsulunun orta sürəti tapılır;
- orta parametrlərə əsasən Reynolds ədədi hesablanır;
- kinematik özlülüyün müxtəlif qiymətlərində hər bir neft məhsulu üçün Reynolds ədədi təyin edilir;



Şəkil 6.8. Buraxılabilən qatılıqların tapılması

- neftin məlum hərəkət rejimində, yuxarıda qeyd olunan düsturlara əsasən hidravliki müqavimət əmsalı λ hesablanır;
- (6.22-6.24) düsturlarından birinə əsasən turbulent diffuziya əmsalı hesablanır; D_t yaxud $D_{t.a.}$ və $D_{t.b.}$ əmsallarına əsasən Peklenin diffuziya əmsalı tapılır;

- çənlərin $V_{ч.a.}$ və $V_{ч.b.}$ məlum həcmlərinə əsasən, son məntəqədə (6.31) düsturuna əsasən ξ_a və ξ_b parametrləri təyin olunur;
- ordinat oxu üzərində «a» neft çənində «b» məhsulunun $C_{b.ч.a.}$ qiyməti tapılır və absis oxuna paralel ξ_a - əyrisini kəsənə kimi düz xətt çəkilir; kəsişmə nöqtəsindən ordinat oxuna paralel yuxarı istiqamətdə $C_a = f(Z)$ əyrisini və aşağıya absis oxunu kəsənə kimi xətt çəkilir; bu düz xəttin absis oxu ilə kəsişmə nöqtəsindən Z_1 tapılır. C_a əyrisi ilə kəsişmə nöqtəsindən absis oxuna paralel çəkilən xəttin ordinat oxu ilə kəsişmə nöqtəsi isə C_{a_1} -in qiymətini verir. Tapılan bu qiymət qarışığın «baş» hissəsinin son kəsiyidir və qarışığı başqa çənə qəbul etmək üçün əsas göstəricidir;
- $C_{a.ч.b.}$-nin verilmiş qiymətinə əsasən, oxşar qayda ilə Z_2 və C_{a_2} -nin qiymətləri tapılır.

Əgər $C_{a_1} < C_{a_2}$ olarsa, onda boru kəmərində yaranan bütün qarışığı «a» və «b» məhsullu çənlərə qəbul etmək olar.

Əgər $C_{a_1} > C_{a_2}$ olduqda isə onda qarışığın bir hissəsini («baş» və «quyruq» arasında olan hissəsini) qarışıq üçün nəzərdə tutulan xüsusi çənə qəbul etmək lazımdır. Bu qarışığın həcmini (6.19-6.21) düsturlarından biri ilə və yuxarıda təyin edilən Z_1 və Z_2 qiymətlərinə əsasən müəyyən edilir. Xüsusi çənə qəbul edilmiş qarışıq təmiz «a» və «b» məhsullu çənlər arasında paylanır. Bu zaman nəzərə alınmalıdır ki, təmiz məhsullara əlavə ediləcək qarışıq buraxılabilən qatılıqda olmalıdır. Təmiz məhsullara əlavə ediləcək qarışığın həcmi (6.26) düsturuna əsasən təyin edilir.

Xam neftlərin, yaxud neft məhsullarının ehtiyat keyfiyyəti böyük deyilsə, yaxud ümumiyyətlə yoxdursa, başqa sözlə əsas göstəricilərə görə onlar dövlət standartı tələblərinə tam uyğun gəlmirlərsə, onda qarışıq bütövlükdə ayrıca

çənə qəbul edilir, aşağı çeşidli neft məhsuluna çevrilir, yaxud yenidən bərpa edilir və satılır. Qarışığın bərpa edilməsi dedikdə onun əsas göstəricilərinin dövlət standartlarına görə hər hansı neft məhsulu səviyyəsinə çatdırılması nəzərdə tutulur.

Bu məqsədlə qarışığa müəyyən qaydada seçilmiş komponentlər əlavə edilir. Satılmayan qarışığın həcmi böyük deyilsə, bu qayda ilə qarışığın bərpası iqtisadi cəhətdən əlverişli olur. Əgər qarışığın miqdarı böyükdürsə, onda kəmərin son məntəqəsinə əlavə edici komponentlərin daşınması və onların əsasında dövlət standartlarına uyğun məhsulun hazırlanması iqtisadi cəhətdən əlverişli olmaya da bilər. Bu zaman qarışığın reallaşdırılması üsulları arasında aşağıdakı texniki-iqtisadi müqayisə aparılır:

- boru kəmərinin son məntəqəsinə əlavəedicilər daşıyıb, neftin yaxud neft məhsulunun hazırlanması;
- yaranmış qarışığın digər nəql vasitəsilə yaxınlıqdakı neft emalı zavoduna daşınıb, yenidən emal edilməsi;
- son məntəqədə emal qurğusu inşa edib, yaranmış qarışığın emal olunması.

Bunun üçün istehsalatda daha ucuz başa gələn üsul tətbiq edilir. Nəzərə almaq lazımdır ki, ardıcıl nəql zamanı boru kəmərində yaranan qarışıqdan ikinci dəfə ayırıcı kimi də istifadə etmək olar.

6.5. Ardıcıl nəql zamanı boru kəmərlərinin hidravliki hesablanması

Ardıcıl nəql zamanı boru kəmərlərinin hidravliki hesablanması neft kəmərlərinin hesablanmasından prinsip etibarı ilə çox fərqlənmir. Bu zaman buraxma qabiliyyətinin verilmiş qiymətinə görə boru kəmərinin diametri təyin edilir. Sürtünməyə və cəm basqı itkiləri, nasos stansiyalarının sayı, tras boyu nasos stansiyalarının yerlərinin təyin edilməsi bircins mayelərin borularda hərəkətində olduğu kimi tapılır. Ardıcıl nəql zamanı hesablamalar özlülüyü daha böyük olan neft məhsulu üçün aparılır. Belə ki, alınmış nəticələri bütövlüklə boru kəmərinə və digər məhsullara aid etmək olar.

Boru kəmərinin həqiqi buraxma qabiliyyətini dəqiqləşdirmək üçün, mərkəzdənqaçma nasosları ilə təchiz edilmiş nasos stansiyası ilə boru kəmərlərinin birgə (hər bir neft məhsulu üçün) xarakteristikaları qurulur. Qurulmuş $Q-H$ xarakteristikalarına əsasən neft məhsullarının $q_1,\ q_2,.....q_n$ sərfləri təyin edilir. Sonra isə hər bir neft məhsulunun nəqlolunma günlərinin sayı (N) təyin edilir:

$$N_a = \frac{Q_a}{q_a}, N_b = \frac{Q_b}{q_b}, ..., N_n = \frac{Q_n}{q_n} \qquad (6.32)$$

Burada $Q_a, Q_b, ...Q_N$ nəql edilən «a», «b»,….., «N» neft məhsullarının illik həcmləridir. Bu zaman nəzərə almaq lazımdır ki, bütün neft məhsullarının nəqlolunma günlərinin sayı 350 gündən artıq olmamalıdır, yəni

$$N_a + N_b + ... + N_n \leq 350$$

«Nasosdan nasosa» sistemi işləyən zaman (nasos stansiyaları mərkəzdənqaçma nasosları ilə təchiz olunduqda), neft məhsulları dəyişən zaman boru kəmərinin buraxma qabiliyyəti və basqı kəsilməz dəyişəcək və mayelərin ayrılma sərhəddi (təmas zonası) qeyri-bərabər hərəkət edəcəkdir. Əgər hər iki məhsulun hərəkət rejimi eynidirsə, mayelərin təmas zonasının hərəkət müddəti (qarışıq zonasının uzunluğunu nəzərə almadan) aşağıdakı düsturla hesablana bilər:

$$\tau = \frac{(2-m)V_{boru}}{(3-m)q_a\left[1-\left(\frac{q_a}{q_b}\right)^{2-m}\right]}\left\{1-\left[1-\left(1-\frac{q_a^{2-m}}{q_b^{2-m}}\right)\frac{X}{L}\right]^{\frac{3-m}{2-m}}\right\}, \qquad (6.33)$$

harada ki, q_a, q_b - yalnız bir maye nəql edilən zaman boru kəmərinin buraxma qabiliyyəti («a», yaxud da «b» mayesi); X-boru kəmərinin başlanğıcından qarışığın mərkəzinə kimi olan məsafə, m-hərəkət rejimini xarakterizə edən əmsaldır.

Əgər mayelərin ayırma sərhəddi X məsafəsindədirsə, onda boru kəmərinin buraxma qabiliyyəti;

$$q = \frac{q_a}{\left\{1-\left[1-\left(\frac{q_a}{q_b}\right)^{2-m}\right]\frac{X}{L}\right\}^{\frac{1}{2-m}}} \qquad (6.34)$$

Bu zaman boru kəmərində cəm basqı itkisi;

$$H = H_a - (H_a - H_b)\frac{\frac{X}{L}\left(\frac{q_a}{q_b}\right)^{2-m}}{1-\left[1-\left(\frac{q_a}{q_b}\right)^{2-m}\right]\frac{X}{L}}, \qquad (6.35)$$

harada ki, H_a, H_b- uyğun olaraq «a» və «b» mayesinin hərəkəti zamanı boru kəmərinin bütün L uzunluğu boyu cəm basqı itkisi olub aşağıdakı ifadələrdən tapılır:

$$\left.\begin{aligned} H_a &= \beta\frac{q_a^{2-m}\nu_a^m}{D^{5-m}}L + \Delta z \\ H_b &= \beta\frac{q_b^{2-m}\nu_b^m}{D^{5-m}}L + \Delta z \end{aligned}\right\} \qquad (6.36)$$

Hidravliki mailliklərin (i_a və i_b) müxtəlifliyi hesabına, kəmərdə mayelərin dəyişməsi müddətində, basqıların stasionar qiymətdən kənara çıxması (sapması) müşahidə oluna bilər. Yəni,

$$H_{a,b} = (H_a - \Delta z)\frac{\left[1-\left(\frac{q_a}{q_b}\right)^{2-m}\right]\left(1-\frac{X}{L}\right)\frac{X}{L}}{1-\left[1-\left(\frac{q_a}{q_b}\right)^{2-m}\right]\frac{X}{L}} \qquad (6.37)$$

Bu zaman basqıların maksimal sapması boru kəmərinin aşağıdakı məsafəsində olacaqdır:

$$\left(\frac{X}{L}\right)_{\max} = \frac{1}{1+\left(\frac{q_a}{q_b}\right)^{\frac{2-m}{2}}} \qquad (6.38)$$

Basqıların maksimal sapmasının ədədi qiyməti və sapma vaxtı uyğun olaraq aşağıdakı ifadədən tapıla bilər:

$$\frac{\Delta H_{a,b}^{\max}}{H_a - \Delta z} = \frac{1-\left(\frac{q_a}{q_b}\right)^{\frac{2-m}{2}}}{1+\left(\frac{q_a}{q_b}\right)^{\frac{2-m}{2}}} \qquad (6.39)$$

$$\tau_1 = \frac{(2-m)V_{boru}}{(3-m)q_a}\cdot\frac{1-\left(\frac{q_a}{q_b}\right)^{\frac{3-m}{2}}}{1-\left(\frac{q_a}{q_b}\right)^{2-m}} \qquad (6.40)$$

Onda (6.34), (6.35), (6.38) düsturlarına əsasən, sapma anına uyğun gələn orta sərfi və cəm basqını təyin etmək olar:

$$q_{or} = \sqrt{q_a \cdot q_b} \qquad (6.41)$$

$$H_1 = H_a - (H_a - H_b)\frac{\left(\frac{q_a}{q_b}\right)^{\frac{2-m}{2}}}{1+\left(\frac{q_a}{q_b}\right)^{\frac{2-m}{2}}} \qquad (6.42)$$

Qeyd etmək lazımdır ki, (6.33-6.42) asılılıqları, daha özlülü «a» məhsulunun nisbətən az özlülü «b» neft məhsulu ilə sıxışdırılan halı üçün alınmışdır.

Neft məhsullarının yeri dəyişmiş olarsa, bu düsturlarda və H-ların indekslərinin yerini dəyişmək lazımdır («a» əvəzinə «b» və «b» əvəzinə «a» yazmaq lazımdır). Bu zaman $\Delta H_{a,b}$ və H_1- lərin işarələri mənfi olar. Bu isə o deməkdir ki, mayelərin ayırma sərhəddində, özlülüyü daha çox olan neft məhsulu az özlülüklü neft məhsulunu sıxışdırarkən, basqı azalır.

6.6. Ardıcıl nəql zamanı əlavə qarışığın yaranmasına təsir göstərən amillər

Neft məhsullarının ardıcıl nəqli zamanı aşağıdakı amillər əlavə qarışığın yaranmasına səbəb ola bilərlər:

- ilkin qarışığın yaranması;
- nəqlin sürətinin dəyişməsi;
- özlülük və sıxlıqların dəyişməsi;
- ardıcıl nəqlin dayandırılması;
- nəql olunan məhsulların temperaturunun dəyişməsi;

Bu amillərin təsirini ayrı – ayrılıqda araşdıraq.

6.6.1. İlkin qarışığın yaranmasının təsiri

Başlanğıc məntəqədə boru kəmərinə vurulan neft məhsulu başqası ilə əvəz olunarkən nəql olunma dayandırılmır. «a» məhsullu çənin siyirtməsinin bağlanması ilə «b» məhsullu çənin siyirtməsinin açılması eyni vaxtda yerinə yetirilir. Beləliklə, müəyyən dövr ərzində boru kəmərinə hər iki məhsul eyni zamanda daxil olur və başlanğıc sahədə «a» və «b» məhsullarının ilkin qarışığı əmələ gəlir. İlkin qarışıq zonası boyu neft məhsullarının qatılığı, siyirtmələrin açılıb-bağlanması intensivliyi, çənlərdəki məhsulların səviyyəsi və boru kəmərinin buraxma qabiliyyətindən asılı olaraq $C_b = 0$ - dan 1-ə qədər dəyişir.

İlkin qarışığın miqdarı həddindən artıq çox ola bilər. Bu isə məhsuldarlığı çox böyük olan (böyük diametrli) boru kəmərlərində, məhsulların əvəz olunma müddətindən asılıdır.

Misal üçün əgər əvəzolunma müddəti 5 dəq., nəql sürəti 2 m/s olarsa, onda ilkin qarışıq zonası 600 m olar və 0,5 m diametrli borular üçün kəmərdə 120 m^3 -ə qədər qarışıq yaranar.

Artıq qeyd olunduğu kimi qarışığın yaranması prosesi

$$\frac{\partial C_b}{\partial t} = D\frac{\partial^2 C_b}{\partial x^2} \tag{6.43}$$

tənliyi ilə ifadə olunur.

(6.43) tənliyinin həlli, əvəzedici məhsulun uzunluğa görə qatılığının hər hansı başlanğıc paylanması məlum olduqda (ilkin qarışığı nəzərə almaqla):

$$C_b(x,t) = C_{b1}(x,t) + C_{b_2}(x,t) \tag{6.44}$$

$C_{b1}(x,t)$ və $C_{b_2}(x,t)$ -(6.43) tənliyinin aşağıdakı başlanğıc şərtləri daxilində həlləridir:

$$C_b(x,t) \quad \begin{cases} x \prec 0 \quad olduqda\ 1 \\ x \succ 0 \quad olduqda\ 0 \end{cases}$$

$$C_{b_2}(x,t) \quad \begin{cases} x \prec \frac{1}{2} \quad olduqda\ 0 \\ -\frac{1}{2} \prec x \prec 0 \quad olduqda\ f(x)-1 \\ 0 \prec x \prec \frac{1}{2} \quad olduqda\ f(x) \\ x \succ \frac{1}{2} \quad olduqda\ 0 \end{cases}$$

(6.43) tənliyinin (6.45) şərtləri daxilində həlli (C_{b_1} üçün):

$$C_{b_1}(x,t) = \frac{1}{2}(1 - erf\,\frac{x+\frac{1}{2}}{2\sqrt{D_t}}) + \frac{V_{ib}\cdot e^{-\frac{x^2}{4D_t}}}{F2\sqrt{\pi D_t}} \qquad (6.46)$$

(6.46) ifadəsində sağ tərəfdəki ikinci həddi ilkin qarışıq zonasının uzunluğu- L_1-yə vurub, boru kəmərinin uzunluğuna L- ə bölsək, $\frac{V_{qar}}{V_{boru}}$ və Z-lərin yuxarıda qeyd olunan ifadələrini nəzərə alaraq, C_b üçün aşağıdakını yazmaq olar:

$$C_b = \frac{1}{2}\left[1 - erf\left(Z + Z_0\right)\right] + \frac{V_{ibL_1}}{V_i L}\cdot\frac{e^{-z^2}}{2\sqrt{\pi}}Pe_d^{0,5} \qquad (6.47)$$

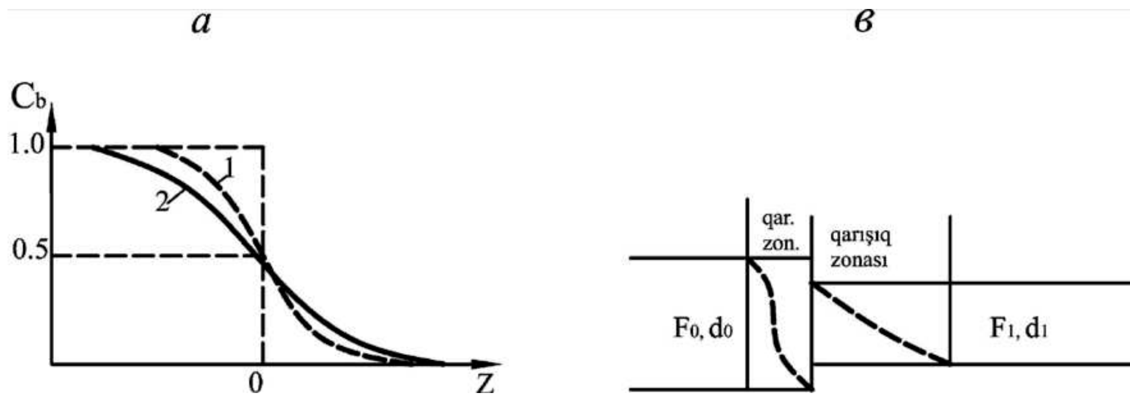
burada

$$Z = \frac{x - U_{ort}t}{2\sqrt{D_t}}, \qquad Z_0 = \frac{L_i}{4\sqrt{D_t}}$$

L_i və V_i uyğun olaraq ilkin qarışıq zonasının uzunluğu və həcmidir.

(6.47)-dən göründüyü kimi borunun uzunluğu L artdıqca ilkin qarışığın təsiri azalır.

Ardıcıl nəql zamanı ilkin qarışığın nəzərə alınması hesabına ümumi qarışığın miqdarı artır (şəkil 6.9, a.).



Şəkil 6.9. İlkin qarışığın (a) və sürətin dəyişməsinin (b) qarışığın yaranmasına təsiri

1 və 2-uğun olaraq ilkin qarışıqsız və ilkin qarışıq nəzərə alınmaqla

6.6.2. Nəql sürətinin dəyişməsinin təsiri

Boru kəmərinin diametrinin dəyişən yerlərində və neft məhsullarının bir hissəsinin atqısı olan yerlərdə, yaxud özlülükləri və sıxlıqları müxtəlif olan neft məhsullarının dəyişdirilməsi prosesində sərfin tənzimlənməsi və onun tədricən hamar dəyişməsi zamanı nəqlolunma sürəti sıçrayışla dəyişə bilər. Bundan başqa boruların diametrlərinin dəyişən yerlərində, əgər $d_1 > d_0$ isə, qarışıq zonasının «sıxılması», $d_1 < d_0$ olarsa, qarışıq zonasının «dartılması» baş verə bilər (şək.6.9 b). Beləliklə, qarışıq zonasınını hərəkəti prosesində nəqlolunma sürəti zaman keçdikcə dəyişə bilər.

Nəqlolunma sürətinin $u(t)$ və bundan asılı olan effektiv diffuziya əmsalının D_t ixtiyari dəyişməsi zamanı, qarışıqyaranma prosesini ifadə edən tənlik aşağıdakı şəkildə olar (hərəkətsiz koordinat sisteminin boru kəmərinin başlanğıc məntəqəsində yerləşdirmək şərtilə):

$$\frac{\partial C_b}{\partial t} + U(t)\frac{\partial C_b}{\partial x_1} = D(t)\frac{\partial^2 C_b}{\partial x_1^2} \qquad (6.48)$$

$x = x_1 - u(t)\cdot t$ şərti daxilində hərəkət edən koordinat sisteminə keçib, $\eta = \int_0^t D(t)dt$ şərtinə əsasən sərbəst dəyişəni əvəz etsək, (6.48) tənliyini aşağıdakı kimi yazmaq olar:

$$\frac{\partial C_b}{\partial \eta} = \frac{\partial^2 C_b}{\partial x^2} \qquad (6.49)$$

Əgər boru kəmərinin uzunluğu boyu diametri n dəfə, axının sürəti isə monoton dəyişərsə, onda (6.49) tənliyinin həlli aşağıdakı kimi olar:

$$C_b = \frac{1}{2}(1 - erf\frac{x_n}{2\sqrt{A_n}}) \qquad (6.50)$$

burada

$$x_n = x - x_n = x - \int_0^{t_1} U_0(t)dt - \int_{t_1}^{t_2} U_1(t)dt - \int_{t_n}^{t} U_n(t)dt,$$

$$A_n = \left(\frac{d_0}{d_n}\right)^2 \int_0^{t_1} D_0(t)dt + \left(\frac{d_1}{d_n}\right)^2 \int_{t_1}^{t_2} D_1(t)dt + ... + \left(\frac{d_{n-1}}{d_n}\right)^2 \int_{t_{n-1}}^{t_n} D_{n-1}(t)dt + \int_{t_n}^{t} D_n(t)dt$$

$t_1,\ t_2.....,t_n$ -qarışığın orta hissəsinin borunun uyğun diametrli hissələrinin sərhəddinə çatması vaxtıdır.

$x = L$ qəbul edərək baxılan hal üçün yazmaq olar:

$$L = \int_0^{t_1} U_0(t)dt + \int_{t_1}^{t_2} U_1(t)dt + ... + \int_{t_n}^{t_0} U_n(t)dt$$

$$X_n = \int_{t_n}^{t_0} U_n(t)dt - \int_{t_n}^{t} U_n(t)dt$$

Onda baxılan hal üçün C_{b_1} və C_{b_2} sərhəd qatılıqları həddində boru kəmərinin sonunda qarışığın həcmini aşağıdakı düsturla təyin etmək olar:

$$V_{qar} = \frac{\pi d_n^2}{4}(Z_1 - Z_2)\sqrt{A_n} \qquad (6.51)$$

burada d_n - boru kəmərinin son hissəsinin diametri, Z_1 və Z_2 - uyğun olaraq ehtimal inteqralının C_{b_1} və C_{b_2} sərhəd qatılıqları üçün arqumentləridir.

6.6.3. Özlülük və sıxlığın qarışığın yaranmasına təsiri

Özlülükləri nəzərə çarpacaq dərəcədə fərqlənən neft məhsullarının ardıcıl nəqli zamanı yaranan qarışığın özlülüyü, kəmər boyu qatılıqların dəyişməsindən asılı olaraq dəyişiləcəkdir.

Qarışığın özlülüyünün dəyişilməsi nəticəsində yerli ortalaşdırılmış sürətlərin profilləri deformasiyaya uğrayır və ona görə də effektiv diffuziya əmsalı qarışıq zonasının uzunluğu boyu dəyişilir.

Qarışıq üçün Reynolds ədədinin

$$\mathrm{Re}_{qar} = \frac{Ud}{\nu_{qar}}$$

ifadəsinə daxil olan ν_{qar}, C_a, C_b və ardıcıl nəql olunan məhsulların özlülükləri nəzərə alınmaqla aşağıdakı kimi tapılır:

$$\frac{1}{\nu_{qar}} = \frac{C_a}{\nu_a} + \frac{C_b}{\nu_b} \tag{6.52}$$

Onda qarışıq üçün Reynolds ədədinin ifadəsi aşağıdakı kimi olar:

$$\mathrm{Re}_{qar} = \mathrm{Re}_a (1 + \alpha C_b) \tag{6.53}$$

burada, $\alpha = \frac{\nu_a}{\nu_b} - 1$ -dir, Re_a - əvəzolunan «a» məhsulu üçün Reynolds ədədidir.

Özlülükləri kəskin fərqlənən neft məhsullarının ardıcıl nəqli zamanı yaranan qarışığın özlülüyü onun uzunluğu boyu neft məhsullarının qatılıqlarının dəyişməsinə müfaviq olaraq dəyişəcəkdir. Bü cür hallarda bir qayda olaraq yaranan qarışığın həcmi artır və $C_b = 0{,}5$ qatılığı $Z=0$ koordinatı ilə üst – üstə

düşmür. Hesablamalar və təcrübi nəzarətlər göstərir ki, bu zaman yaranan qarışığın həcmi neft məhsullarının ardıcıllığından çox asılıdır. Belə ki, bir qayda olaraq arxadan gələn məhsulun özlülüyü çox olduqda əmələ gələn qarışıq az olur, nəinki, əksinə. Hesablamalar göstərir ki, bu fərq 10-15% təşkil edir. Fiziki olaraq bunu onunla izah etmək olar ki, yüksək özlülüklü neft məhsulunun az özlülüklü məhsul ilə sıxışdırılması (itələnməsi) çətin olur.

Boru kəmərlərində özlülükləri əhəmiyyətli dərəcədə bir-birindən fərqlənən neft məhsullarının ardıcıl nəqli zamanı yaranan qarışığın həcmi simmetrik qatılıqlar həddində aşağıdakı kimi təyin oluna bilər:

$$\frac{V_{qar}}{V_{boru}} = 2ZPe_d^{-0,5}\left[1 + \left(D_a / D_b\right)^{0,5}\right], \qquad (6.54)$$

harada ki, D_a, D_b, Pe_d - uyğun olaraq «a» və «b» məhsulları üçün effektiv diffuziya əmsalı və Pekle ədədidir.

Qarışığın yaranması prosesinə sıxlıqların fərqi özlülüklərin fərqindən az təsir göstərir. Lakin boru kəməri keçən relyefdən asılı olaraq təmir işləri və digər amillərlə bağlı nəqlolunma dayandırılarsa, sıxlıqların fərqinin təsiri xeyli arta bilər. Təsadüfi deyil ki, sıxlıqlar fərqinin təsiri dedikdə, məhz relyefin əlavə qarışığın yaranmasına təsiri başa düşülür.

6.6.4. Nəqlin dayandırılmasının qarışığın yaranmasına təsiri

Müxtəlif sıxlıqlı neft məhsullarının ardıcıl nəqli hər hansı bir səbəbdən dayandırıldıqda və qarışıq zonası boru kəmərində olduqda, həm də trasın relyefi düz olmadıqda, qarışığın miqdarı arta bilər. Nəqlin dayandırılması vaxtı sıxlığı çox olan maye hündür yerdədirsə, onda təbii ki, sıxlığı böyük olan məhsulun aşağı yayılması hesabına qarışığın miqdarı artacaqdır. Qarışığın miqdarına, əsas borudan ayrılan atqı xətləri, lupinqlər və çay keçidlərindəki hissələr də təsir

göstərir. Əgər məhdud budaqda əvəz olunan «a» məhsulu varsa, müəyyən zamandan sonra «b» məhsulu onu yuyub aparır və nəticədə öz keyfiyyəti korlanır. Bu sözləri lupinqlər haqqında da demək olar. Lupinq olan sahələrdə məhsul iki hissəyə ayrılır və lupinqdəki sürətlə əsas magistralın sürəti müxtəlif olduqda, onların birləşdiyi çıxışda yaranan qarışıq təmiz məhsula daxil olur. Əgər lupinq və əsas magistralın diametrləri eynidirsə, onda yaranan əlavə qarışığı aşağıdakı kimi hesablamaq olar:

$$\frac{V_{qar.lup}}{V_{qar}} = \sqrt{1 + 7\frac{L_{lup}}{L}} \;, \qquad (6.55)$$

harada ki, $V_{qar.lup}$- lupinqin hesabına yaranan əlavə qarışıq; L_{lup}- lupinqin uzunluğu; V_{qar} - lupinqsiz qarışığın həcmi, L - boru kəmərinin uzunluğudur.

6.6.5. Nəql olunan məhsulların temperaturunun dəyişməsinin qarışığın yaranmasına təsiri.

Neft məhsulları adətən izotermik şəraitdə, ardıcıl olaraq nəql olunur. Belə ki, nəql olunan neft məhsulunun temperaturu $30 - 40^0 C$, borunun basdırıldığı dərinlikdəki torpağın temperaturundan çox olur, qışda isə əksinə. Temperaturun dəyişməsi, neft məhsulunun özlülüyünün yerli ortalaşdırılmış sürətlərin profillərinin və nəticədə effektiv diffuziya əmsalının dəyişməsinə səbəb olur. Boru kəmərində torpaqla olan istilik mübadiləsi hesabına qarışıq zonası hərəkət etdikcə neft məhsullarının özlülükləri dəyişəcəkdir ki, bu da qarışığın yaranmasına öz təsirini göstərəcəkdir.

6.7. Dövri ardıcıl nəql. Dövrlərin optimal sayının tapılması

Ardıcıl nəql zamanı çox əhəmiyyət kəsb edən məsələlərdən biri nəql prosesinin dövriliiliyinə ciddi riayət edilməsi hesab olunur. Başqa sözlə neft məhsullarının bir partiyasının digəri ilə əvəz edilməsi vaxtının müəyyən edilməsi vacibdir.

Əgər hər dövrdə, özünün xassə və tətbiqinə görə m sayda müxtəlif neft məhsulları nəql olunursa, onda dövrdəki məhsulların növündən asılı olaraq təmas zonalarının sayı aşağıdakı kimi təyin olunur:

$$n = 2(m-1) \qquad (6.56)$$

Neft məhsulları kəmərinin başlanğıc məntəqəsinə neftayırma zavodlarından eyni zamanda praktiki olaraq müxtəlif çeşidli neft məhsulları daxil olur. Ona görə də neft məhsullarının hər hansı biri, kəmərə vurulursa, qalan neft məhsullarının hamısı onlar üçün ayrılmış çənlərə qəbul edilməlidir.

Son məntəqədə istehlakçıların müxtəlif neft məhsulları ilə təchiz olunması da təcrübi olaraq eyni vaxtda həyata keçirilir. Ona görə də, son məntəqəyə ardıcıl nəql olunan neft məhsullarının hər hansı biri qəbul olunursa, istehlakçıları digər növ məhsullarla fasiləsiz təchiz etmək üçün, son məntəqədə də onların ehtiyatı yaradılmalıdır.

Neft məhsulları böyük həcmdə nəql olunursa, onda il ərzində, son məqtəqədə qarışığın miqdarı nisbətən az olur. Bu səbəbdən qarışığın təmizlənməsi üçün vəsait və çeşidləmədən alınan ziyan nəzərə alınmayacaq qədər az olur. Lakin nəzərə almaq lazımdır ki, belə hallarda baş və son məntəqələrdə çənlər parkının həcmini çox böyütmək lazım gəlir ki, bu isə böyük kapital və istismar xərcləri tələb edir. Digər tərəfdən neft məhsullarının kiçik həcmlərdə nəql olunması isə çənlərin tikintisi və istismar xərclərini azaldır və eyni zamanda son məntəqədə qarışığın miqdarı artır. Bu halda qarışığın təmizlənməsinə vəsait artır. Beləliklə, dövrələrin sayını artırmaqla və nəql olunan hər bir neft məhsulunun ayrıca həcmini azaltmaqla çənlərə qoyulan

vəsait azalır və eyni zamanda qarışığın təmizlənməsinə lazım olan xərc artır. Ona görə də dövrələrin elə bir optimal sayı təyin edilməlidir ki, çənlərin tikilməsi, yaxud qarışığın təmizlənməsi xərci ən az olsun.

Eyni bir magistral boru kəməri ilə ardıcıl nəql olunan neft məhsullarının sayı $3 \div 10$ arasında ola bilər. Burada həm də nəzərə almaq lazımdır ki, əksər hallarda neft məhsulları yolüstü paylanır yaxud əlavə olunur. Digər tərəfdən mövsümdən asılı olaraq neft məhsullarına tələbat müxtəlif olur. Baxılan hal üçün ardıcıl nəqlin dövrlərinin sayı, alınan qarışığın satılması və çənlərin tikilməsinə sərf olunan minimal xərcdən çıxan şərtlərə əsasən təyin oluna bilər.

Fərz edək ki, *i*- ci neft məhsulunun nəql olunması müddəti t_1- dir, onda (6.56) düsturuna əsasən, bir dövrdə *m* neft məhsulunun nəql olunması müddəti:

$$T_{дювр} = t_1 + 2t_2 + \ldots.. + 2t_{m-1} + t_m = t_1 + 2\sum_{i=2}^{m-1} t_1 + t_m \qquad (6.57)$$

Tutaq ki, kəmər boyu məlum yerlərdə, gündəlik sərfi $q_1^c, q_2^c, \ldots. q_r^c$ olan yolüstü atqı xətti vardır. Bundan başqa tras boyu yerləşən neftayırma zavodlarından, gündəlik sərfi $q_1^2, q_2^2, \ldots\ldots q_s^n$ - olan s- ə qədər yerlərdə qoşqu xətlərindən kəmərə neft məhsulu daxil olur.

$T_{дювр} - t_1 = 2\sum_{i=2}^{m-1} t_i + t_m$ -müddətində, birincidən başqa, dövrdə olan bütün neft məhsullarının nəqli zamanı, başlanğıc məntəqədə və magistral boru kəmərinə neft məhsulları vurulan yerlərdə, birinci neft məhsulu toplanır, son məntəqədə və neft məhsulları götürülən yerlərdə isə qabaqcadan toplanmış birinci neft məhsulu istehlakçıya paylanır. Əgər zavoddan başlanğıc məntəqəyə gündəlik daxil olan neft məhsulu - q_{1_b} - dirsə, onda bu məhsulun saxlanması üçün lazım olan çənlərin həcmi:

$$V_{1_b} = q_{1_b} (T_{дювр} - t_1) \qquad (6.58)$$

Kəmərə qoşqu yerlərində isə aşağıdakı həcmlər olmalıdır:

$$\sum_{j=1}^{s} V_1^{qj} = \sum_{j=1}^{s} q_1^{qj} (T_{\text{дювр}} - t_1), \qquad (6.59)$$

burada q_1^j -j-ci qoşqu məntəqəsində gündəlik daxil olan birinci neft məhsulunun miqdarıdır.

Son məntəqədə birinci neft məhsulunun ehtiyatını yaratmaq üçün zəruri olan çənin həcmi isə:

$$V_{1_{son}} = q_{1son} (T_{\text{дювр}} - t_1) \qquad (6.60)$$

Tras boyu neft məhsulunun atqı yerlərində isə,

$$\sum_{i=1}^{r} V_1^{ai} = \sum_{i=1}^{r} q_1^{ai} (T_{\text{дювр}} - t_1), \qquad (6.61)$$

harada ki, q_1^{ai} -i-ci atqı məntəqəsində birinci neft məhsuluna gündəlik tələbatdır; q_{1son} - son məntəqədə birinci neft məhsuluna olan gündəlik tələbatdır.

Beləliklə, nəql olunan bütün növ neft məhsulları üçün zəruri ehtiyatı yaratmaq məqsədilə lazım olan çənlərin həcmi aşağıdakı kimi olacaqdır:

- başlanğıc məntəqədə:

$$\sum_{p=1}^{m} V_{pb} = \sum_{p=1}^{m} q_{pb} (T_{\text{дювр}} - t_p) \qquad (6.62)$$

- trasda neft məhsulunun qoşqu yerlərində:

$$\sum_{j=1}^{s} \sum_{p=1}^{m} q_p^{qj} = \sum_{j=1}^{s} \sum_{p=1}^{m} q_p^{qj} (T_{\text{дювр}} - t_p) \qquad (6.63)$$

- trasda məhsulun atqı məntəqələrində:

$$\sum_{i=1}^{r} \sum_{p=1}^{m} V_p^{ai} = \sum_{i=1}^{r} \sum_{p=1}^{m} q_p^{ai} (T_{\text{дювр}} - t_p) \qquad (6.64)$$

- boru kəmərinin son məntəqəsində:

$$\sum_{p=1}^{m} V_{ps} = \sum_{p=1}^{m} q_{ps} (T_{\text{дювр}} - t_p) \qquad (6.65)$$

Neft məhsulları kəmərinin çənlər parkının ümumi həcmi (6.62)-(6.65) ifadələri nəzərə alınmaqla aşağıdakı ifadədən təyin edilir.

$$V_{ц} = \frac{1}{D}\left(\sum_{p=1}^{m} q_{rb}\left(N_0 - N_p\right) + \sum_{i=1}^{s}\sum_{p=1}^{m} q_p^{nj}\left(N_0 - N_p\right) + \sum_{i=1}^{r}\sum_{p=1}^{m} q^{ai}\left(N_0 - N_p\right) + \right.$$

$$\left. + \sum_{p=1}^{m} q_{ps}\left(N_0 - N_p\right)\right) = \frac{B}{D} \qquad (6.66)$$

burada $t_p = \frac{N_p}{D}$, $T_{дювр} = \frac{N_0}{D}$, N_p - p neft məhsulunu il ərzində nəql etmək üçün lazım olan günlərin sayı; N_0 - neft məhsulları kəmərinin il ərzində işçi günlərinin sayı; D - il ərzində ardıcıl nəqlin dövrlərinin sayıdır.

Çənlərin tikilməsi və istismarına, həmçinin qarışığın satılması üçün gətirilmiş cəm xərclərini aşağıdakı kimi yaza bilərik:

$$G = \left(E_K K + \dot{I}\right)\cdot\left(V_{ц} - V_{qar}\right) + AD \qquad (6.67)$$

Burada K və $\dot{I}$ - çənin vahid faydalı həcminin xüsusi kapital qoyuluşu və istismar xərcləri; E_k - neft sənayesi üçün, kapital qoyuluşunun səmərəliliyinin norma əmsalı; A - neft məhsullarının bir dövrdə qarışmasından alınan ziyan olub aşağıdakı kimi tapılır:

$$A = \sum_{i=1}^{n} a_i \qquad (6.68)$$

harada ki, n - bir dövrdə təmasda olan müxtəlif neft məhsullarının təmas yerlərinin sayıdır. Qarışıq üçün lazım olan çənlərin zəruri həcmi aşağıdakı kimi təyin olunur:

$$V_{qar} = \left(V_{qar.дювр} - V_{r.дювр}\right)\cdot D \qquad (6.69)$$

Burada $V_{qar.дювр}$ - *1* dövrdə, son məntəqədə qəbul olunan qarışığın həcmi; $V_{r.дювр}$ - *1* dövrdə alınan qarışığın realizə olan həcmidir.

(6.66) və (6.67) tənliklərindən dövrlərin sayının optimal qiymətini $\left(D_{opt}\right)$ təyin etmək üçün, aşağıdakı hesablama düsturunu almaq olar:

$$D_{opt} = \left(\frac{B(E_H K + 1)}{A + (V_{qar.\text{дювр}} - V_p)(E_H K + \dot{I})} \right)^{0,5} \qquad (6.70)$$

Beləliklə, D_{opt} - *u* bilərək (6.66) düsturunun köməyi ilə neft məhsulları üçün çənlər parkının optimal həcmini tapa bilərik. Bundan başqa alınmış qarışığı başlanğıc, son və neft məhsulları kəmərinin aralıq məntəqələri arasında paylamaq olar. Sonra isə $t_p = \frac{N_p}{D}$ və $T_{\text{дювр}} = \frac{N_0}{D}$ düsturlarından istifadə edib, bir dövrdə hər bir neft məhsulunun nəql olunma müddətini təyin edə, (6.62) düsturundan istifadə etməklə isə bir dövrdə hər bir neft məhsulunun miqdarını tapa bilərik.

6.8. Kəmərin son məntəqəsində neft məhsulları qarışığının qəbulu və paylanması

Neft məhsulları kəmərində ardıcıl nəql zamanı alınmış qarışıq bir qayda olaraq son məntəqədə qəbul edilir və aşağıdakı üsullardan biri ilə reallaşdırılır (paylanır).

1. Mümkün miqdarda uyğun neft məhsullarına əlavə edilir.

2. Xammal kimi neft ilə birlikdə yenidən emal olunmaq üçün yaxındakı neft emalı zavoduna qaytarılır.

Qeyd edək ki, neft məhsulları kəmərinin son məntəqəsindən zavoda qaytarılan qarışıq ayr-ayrı göstəricilərə görə «ehtiyat keyfiyyətinə» malik olur. Məsələn, benzin üçün qaynama temperaturu və oktan ədədinə, dizel yanacağı üçün isə alışma temperaturuna görə və s. Belə «ehtiyat keyfiyyətlər» həmin məhsulların saxlanması və nəqli üçün keyfiyyət xarakteristikalarının mümkün olan korlanmasını kompensasiya etmək üçün zəruridir.

Neft məhsulları kəmərin son məntəqəsindən istehlakçılara paylandıqdan sonra, «ehtiyat keyfiyyəti»-nin səviyyəsindən asılı olaraq qarışığa zəruri neft məhsullarını əlavə etməklə tərkibini yaxşılaşdırıb, realizə etmək olar. Kəmərin son məntəqəsində qarışığın çənlərə qəbulu texnologiyası qarışığı təşkil edən məhsulların komponentlərinin xassələri,çənlərdə neft məhsullarının miqdarı və keyfiyyəti ilə təyin edilir. Xüsusiyyətlərinə görə yaxın olan neft məhsullarının ardıcıl nəqlindən əmələ gəlmiş qarışığı, onu təşkil edən məhsulların xüsusiyyətlərindən asılı olaraq keyfiyyəti daha aşağı olan məhsul çəninə qəbul etmək olar. Məsələn, oktan ədədi yuxarı olan benzini, oktan ədədi aşağı olan benzin çəninə qəbul etmək olar, yaxud müxtəlif alışma temperaturuna (yaxud tərkibindəki kükürdün miqdarı müxtəlif olan) malik olan dizel yanacağını, daha aşağı alışma temperaturuna malik olan dizel yanacağı olan çənə qəbul etmək olar.

Əgər çənin həcmi çox böyükdürsə, onda «ehtiyyat keyfiyyəti»- dən asılı olaraq qarışığı əvəz olunan yaxud əvəzləyici çənlərin birinə qəbul etmək olar. Müxtəlif növlü neft məhsulları məsələn, benzin və dizel yanacağı olan qarışığı adətən iki hissəyə ayırır və iki müxtəlif çənə qəbul edirlər. O hissədə ki, benzinin miqdarı azdır «yüngül» dizel yanacağı adlanır, o hissədə ki, benzinin miqdarı çoxdur, «ağır» benzin yanacağı adlanır. Sonra isə «ağır» benzin «ehtiyyat keyfiyyəti» nəzərə alınmaqla mümkün miqdarda satış benzininə qatılır. «Yüngül» dizel yanacağını isə dizel yanacağına qarışdırırlar («ehtiyyat keyfiyyəti» nəzərə alınmaqla). Qarışığın tərkibi və «ehtiyat keyfiyyəti»-dən asılı olaraq uyğun satış neft məhsullarının qarışdırılması üçün xüsusi xəritə tərtib edilir və orada hansı neft məhsulunun hansı miqdarda əlavə edilməsi göstərilir.

Qarışıq zonasının baş hissəsi son məntəqəyə yaxınlaşdıqda, onu əvəz olunan neft məhsulunun çəninə, «quyruq» hissəsini isə əvəzedici məhsulun

çəninə qəbul edirlər, qarışığın əsas hissəsi isə ayrıca çənə qəbul olunur. Adətən, kəmərin son məntəqəsində iki nəzarət cihazı quraşdırılır. Bu cihazlar-
dan biri son məntəqəyə 10-15 km qalmış, ikincisi isə son məntəqənin özündə qurulur. Birinci cihazla qarışığın «baş» və «quyruq» hissələrinin keçməsi anı və həmçinin bütün qarışığın keçməsi müddəti qeyd edilir. Burada qarışığın ani qatılığının qiyməti də qeydə alınır. İkinci cihaz qarışıq zonasının «baş» hissəsinin yaxınlaşmasını qeydə alan kimi dəyişdərici siyirtmələr açılır yaxud bağlanır. Əgər nəqledilmə rejimi hesabata uyğundursa, onda qarışıq zonasının bütün uzunluğu boyu qarışığın həcmi və ani qatılığının dəyişməsini

$$C_b = \frac{1}{2}(1 - erfz)$$

$$V_{qar} / V_{boru} = 4ZPe_d^{-0,5}$$

düsturlarına əsasən təyin etmək olar. Qarışığın «baş» və «quyruq» hissələrinin qatılığı aşağıdakı kimi təyin oluna bilər: əgər «a» neft məhsulu olan çənə qarışığın «baş» hissəsinin daxil olması müddəti $(t_2 - t_1)$ isə, onda həmin qarışıqda «b» məhsulunun miqdarı aşağıdakı ifadə ilə təyin edilə bilər:

$$V_b = Q\int_{t_1}^{t_2} C_b(t)dt \tag{6.71}$$

Burada Q - kəmərin buraxma qabiliyyəti olub qarışıq qəbul edilən zaman sabit hesab edilir. (6.71) ifadəsində C_b - ni nəzərə alsaq, alarıq:

$$V_b = \frac{Q}{2}\int_{t_1}^{t_2}\left[1 - erf\frac{1}{2}\left(1 - \frac{t}{t_0}\right)Pe_d^{0,5}\right]dt = -\frac{Qt_0}{Pe_d^{0,5}}\int_{Z_1}^{Z_2}(1 - erfz)dz$$

Məlumdur ki,

$$\int_0^z erf\eta = z \cdot erfz + \frac{e^{-z^2} - 1}{\sqrt{\pi}}$$

kimidir. Onda inteqrallamanı yerinə yetirdikdən sonra, «b» neft məhsulunu «a» məhsulu olan çəndə qatılığının qiyməti tapılır:

$$C_{bча} = \frac{V_b}{V_{ча}} = \frac{V_{boru}}{V_{ч.а}Pe_d^{0,5}}\left[\phi(z_1) - \phi(z_2)\right] \qquad (6.71)$$

Burada $V_{ча}$ - çəndəki «a» neft məhsulunun miqdarıdır;

$$\phi(z_{1,2}) = z_{1,2}(1 - erfz_{1,2}) - \frac{1}{\sqrt{\pi}}\exp(-z_{1,2}^2),$$

harada ki, t_1 - cihazın dəqiqliyi ilə təyin edilən qarışığın keçməyə başlaması anı; t_2 - «a» neft məhsulu olan çənin doldurulmasının dayandırılması anı. $C_b(z_1)$ sıfra yaxın və mütləq qiymətinə görə $\hat{o}(z_1) << \hat{o}(z_2)$ olduğu üçün $\phi(z_1)$- i nəzərə almamaq olar. Əgər $C_b(z_1) = 0,5\%$ və $C_b(z_2) = 10\%$ olarsa, $\phi(z_1) = 0,0001$ olar və bu funksiyanı nəzərə almadıqda alınan xəta cəmi 0,1% olar. Belə qiymətləndirməni nəzərə alsaq, alarıq:

$$C_{bча} = \xi_a\left[\frac{\exp(-z_{1,2}^2)}{\sqrt{\pi}} - z_2(1 - erfz_{1,2})\right], \qquad (6.73)$$

harada ki,

$$\xi_a = \frac{V_{boru}}{V\xi_a Pe_d^{0,5}}$$

Qarışığın quyruq hissəsinin «b» məhsullu çənə daxil olması müddəti $(t_4 - t_3)$ məlum olarsa, onda qarışıqla birgə həmin çənə daxil olan «a» məhsulunun miqdarı aşağıdakı kimi təyin edilir:

$$V_a = Q\int_{t_3}^{t_4}\left[1 - C_b(t)\right]\cdot dt \qquad (6.74)$$

Burada t_3 - qarışığın «quyruq» hissəsinin «b» məhsullu çənə daxil olması vaxtı; t_4- cihazın göstəricisinə əsasən qarışığın quyruq hissəsinin keçib qurtarması anıdır.

(6.74) inteqralında (6.71) -də tətbiq etdiyimiz çevirmələri yerinə yetirsək alarıq;

$$C_{aчb} = \zeta_a\left[\psi(z_3) - \psi(z_4)\right], \qquad (6.75)$$

burada

$$\zeta_b = \frac{V_{boru}}{V_{чб} \cdot Pe_d^{0,5}};$$

$$\psi(z_{3,4}) = z_{3,4}(1 + erfz_{3,4}) + \frac{1}{\sqrt{\pi}}\exp(-z_{3,4}^2);$$

$V_{ч.б}$ - çəndə «b» neft məhsulunun miqdarıdır.

Qarışığın keçməsinin qurtarması anı üçün $C_b(z_4)$ vahidə yaxın olur və $\hat{o}(z_4) << \hat{o}(z_3)$, ona görə də $\psi(z_4)$- ü nəzərə almamaq olar. Onda:

$$C_{aчb} = \zeta_a\left[\frac{e^{-z_3^2}}{\sqrt{\pi}} + z_3(1 + erfz_3)\right], \tag{6.75}$$

Z_2 və Z_3 arqumentlərinə uyğun qatılıqların aşağıdakı ifadələri məlumdur və ζ_a və ζ_b əyriləri ilə birlikdə şəkil 6.8– də verilmişdir.

$$C_b = (z_2) = \frac{1}{2}(1 - erfz_2) \qquad C_b = (z_3) = \frac{1}{2}(1 - erfz_3) \tag{6.76}$$

$C_{bчa}$ və $C_{aчb}$ neft məhsullarında olan qarışığın mümkün qatılıqlarını, həmçinin ζ_a, ζ_b parametrlərini bilərək şəkil 6.8-dəki qrafiklərin köməyi ilə boruda qarışığın C_{b_2}, C_{b_3} qatılıqlarının qiymətlərini təyin etmək olar.

Bu məqsədlə ordinat oxunda $C_{bчa}$ və $C_{aчb}$ qiymətlərinə uyğun qiymətləri tapırıq və ζ_a, ζ_b parametrlərinə uyğun əyriləri kəsənə kimi üfüqi xətt çəkirik. Sonra isə kəsişmə nöqtəsindən şaquli xətt keçirib $C_b(Z)$ əyrilərindən birini kəsənə kimi yuxarı qalxırıq. Alınmış qiymətlərin ordinat oxu üzərindəki nöqtələri boru kəmərinin C_{b_2}, C_{b_3} qatılıqlarına uyğun olacaq və bu qiymətlərdən asılı olaraq çənlərin dəyişdirilməsi təyin edilir. Əgər $C_{b_2} < C_{b_3}$ olarsa, onda bu qatılıqlararasındakı qarışığı *«a»* və *«b»* məhsullu çənlərə qəbul etmək olmaz. Ona görə də belə qatılıqlı məhsulu bu məqsəd üçün ayrılmış ayrı bir çənə doldurmaq lazımdır. Həmin qarışığın həcmini aşağıdakı kimi hesablamaq olar:

$$V_{qar} / V_{boru} = 2(z_2 - z_3) Pe_d^{-0,5}$$

z_1 və z_2 - nin qiymətləri yenə də şəkil 6.8- dəki qrafikdən təyin edilir. Bunun üçün $C_b(Z)$ əyrisi üzərində alınmış nöqtələrin absis oxu üzərindəki uyğun nöqtələrini tapmaq lazımdır. Əgər $C_{b_2} > C_{b_3}$ kimi alınarsa, onda bütün qarışığı «a» və «b» məhsullu çənlərə qəbul etmək olar və C_{b_2} - C_{b_3} diapazonunda qarışıq üçün istənilən vaxt çənləri dəyişmək olar. Bu zaman

$$C_{b_2} = C_{b_3} = C_b \quad \text{və} \quad z_2 = z_3 = z$$

qəbul edilir. Əgər qəbuledici çənlərin həcmi eynidirsə, $V_{\text{чb}} = V_{\text{чa}}$, onda $\zeta_a = \zeta_b$ və sistemin hesablama tənlikləri (6.73), (6.76), (6.70) sadələşirlər:

$$C_{a\text{чб}} - C_{\text{бча}} = 2\zeta\, z, \quad C_b = \frac{1}{2}(1 - erfz)$$

Çənlərdə qarışığın mümkün qatılığını boru kəmərindəki qarışığın qatılığını və eləcə də «a» və «b» neft məhsullu çənlər arasında paylanma momentini əlaqələndirən aşağıdakı tənliklə hesablamaq olar:

$$C_b = \frac{1}{2}\left(1 - erf\left(\frac{C_{a\text{чб}} - C_{\text{бча}}}{2\zeta}\right)\right) \qquad (6.78)$$

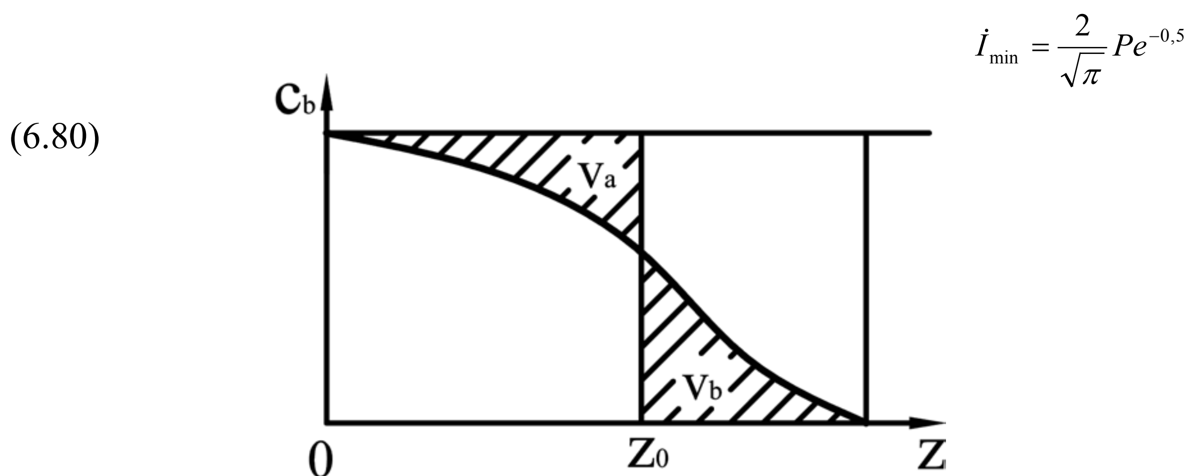
Müxtəlif növ neft məhsullarının qarışığını iki hissəyə ayıran zaman, məsələn ağır benzin və yüngül dizel yanacağı, hesablamalarda bəzən, hər hansı neft məhsulunun digərinə qarışmasının nisbi miqdarı qarışığın keyfiyyət həddinin (İ) köməyi ilə aşağıdakı kimi təyin olunur (şəkil 6.10):

$$\dot{I}(Z_0) = \frac{V_a + V_b}{V_{boru}} = \int_0^{z_0} [1 - C_b(z)] dz + \int_{z_0}^{z_1} C_b(z) \cdot dz, \qquad (6.79)$$

Burada V_a və V_b- uyğun olaraq qarışıqda olan «a» və «b» neft məhsullarının miqdarıdır; z_0 - qarışığı iki hissəyə ayıran kəsiyin koordinatıdır (şəkil 6.10)

Əgər $z_0 = 0$ və $C_b(z_0) = 0{,}5$ olarsa, onda qarışığın keyfiyyət həddi minimal qiymətini alır.

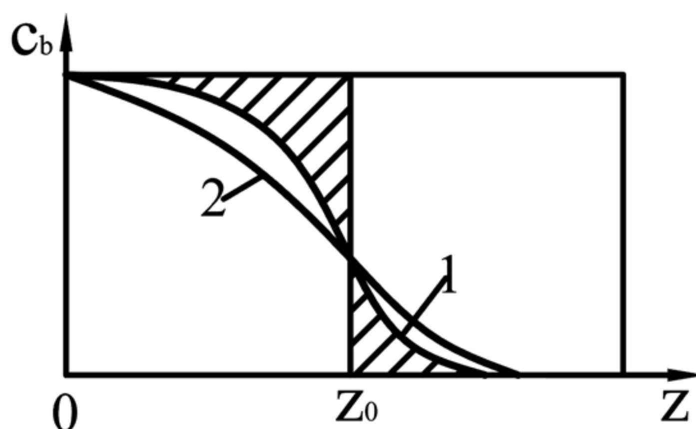
$$\dot{I}_{\min} = \frac{2}{\sqrt{\pi}} Pe^{-0,5} \quad (6.80)$$



Şəkil 6.10. Qarışığın keyfiyyət həddini göstərən sxem

Qarışığın keyfiyyət həddi üçün alınmış (6.79) ifadəsinə $z_1 = z_2 = z_0$ şərtində, (6.73) və (6.76) ifadələrinin cəminin xüsusi halı kimi baxmaq olar.

Beləliklə, şəkil 6.11-dən görünür ki, qatılığın paylanması üçün keyfiyyət həddi, qarışığın cəm həcminin hər iki halda eyni olmasına baxmayaraq 1 halında 2 halına nəzərən kiçikdir. Ona görə də, iki hissəyə ayrılmış qarışığı əlavə etməklə reallaşdırmaq (satmaq) üçün *2* halına nəzərən 1 halında daha az əmtəə neft məhsulu tələb olunur.



Şəkil 6.11. Qarışıq boyu müxtəlif paylanma qatılıqlarında keyfiyyət hədlərinin müqayisəsi

6.9. Ardıcıl nəqlə nəzarət

Ardıcıl nəqlin müvəffəqiyyətlə həyata keçirilməsi üçün əsas şərtlərdən biri neft məhsullarının təmas zonasının hərəkətinə düzgün nəzarət olunmasıdır. Nəzarətin aparılmasında məqsəd boru kəmərinin son məntəqəsində qarışıq zonasının baş hissəsinin çən parkına daxil olmasını düzgün təyin etməkdən ibarətdir. Bu məqsədlə xüsusi nəzarət cihazlarından istifadə olunur. Qarışıq zonasına nəzarət edən cihazlar bir qayda olaraq, boru kəmərinin başlanğıcında, sonunda və kəmərin sonuna 10 – 15 km qalmış qurulmalıdır ki, qarışıq zonasının son məntəqəyə yaxınlaşmasını qabaqcadan xəbər versin. Lazım olduqda nəzarət cihazlarını aralıq nasos stansiyalarında da qurmaq olar ki, bunun nəticəsində də dispetçer qarışıq zonasının nəzarət məntəqəsindən keçməsini təyin edə bilir. Hal-hazırda neft məhsullarının ardıcıl nəqlinə nəzarət edən cihazlar mayelərin müxtəlif fiziki xüsusiyyətlərinə (sıxlıq, dielektrik sabiti, özlülük, işıq şüasının sınması göstəriciləri və s.) əsaslanır.

Neft məhsulları kəmərlərində geniş tətbiq olunan cihazlar, neft məhsullarının sıxlıqlarının müxtəlifliyinə əsaslanır. Belə cihazlardan biri plotnometr (sıxlıq ölçən)- kondensator tipli cihaz olub, boru kəmərində qarışığın dielektrik sabitinin dəyişilməsinə yaxud neft məhsulları axınında ultrasəs dalğalarının yayılma sürətinin ölçülməsinə əsaslanır. Neft məhsulları qarışığının sıxlığı bu məhsulların qatılığı və sıxlıqlarından xətti asılıdır.

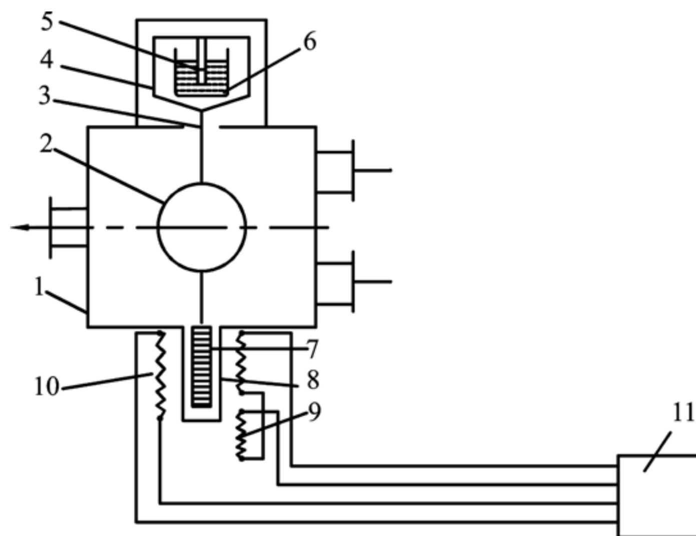
$$\rho_{qar} = C_b \rho_b + C_a \rho_a \qquad (6.81)$$

Məlumdur ki, $C_b + C_a = 1$, onda

$$C_a = \frac{\rho_{qar} - \rho_b}{\rho_a - \rho_b}, \qquad C_b = \frac{\rho_{qar} - \rho_a}{\rho_b - \rho_a} \qquad (6.82)$$

Qarışığın sıxlığını və ölçülən temperaturda onun komponentlərini bilərək, yuxarıdakı ifadələrə əsasən qarışıqdakı neft məhsullarının ani qatılıqlarını təyin etmək olar. Sıxlığa görə qarışığa nəzarət, qarışıqdan götürülmüş nümunənin sıxlığını təyin etməklə aparılır. Nümunəni isə nümunəgötürücü krandan istifadə etməklə əldə edirlər. Bu üsulun dəqiqliyi ölçmə ilə məşğul olan şəxsin nə dərəcədə işin öhdəsindən gələ bilməsindən asılıdır. Belə ki, bu şəxslər uzun müddət nümunəgötürücü kranın qurulduğu qazlı və nəmli quyuda işləməli olurlar. Ona görə də son zamanlar, avtomatik ölçü cihazlarının tədqiqi daha geniş yayılmışdır. Qarışığın sıxlığını təyin etmək üçün bir sıra avtomatik sıxlıq ölçən cihazların konstruksiyaları təklif olunmuşdur. Belə cihazlardan bəzilərinə aşağıda baxılmışdır:

Neftdensimetri (neftin sıxlığını ölçən) adlanan cihaz (şəkil 6.12) 2-üzgəci olan 1-kamerasından ibarətdir.



Şəkil 6.12. Neftdensimetrinin blok sxemi

Üzgəc 3-çubuğu və 4-çərçivəsi vasitəsilə, 6- konteynerinə yerləşdirilib və 5-ebonit milinə birləşib. 3-çubuğunun aşağı hissəsi, 9 və 11-induktiv makaralarına daxil olan 7-metal borusuna daxil olur. Neftdensimetr neft məhsulları kəmərinin çıxışında qurulur və neft məhsulu axınının müəyyən hissəsi ondan axıb keçir. Üzgəcə, çubuğa və plunjerə P, civənin içərisinə salınmış ebonit milinə P_1, neft məhsulunun içərisində olan hissəsinə isə P_2 - Arximed qüvvəsi təsir edir. Bütün bu qüvvələrin cəmi hərəkət edən sistemin çəkisinə bərabərdir. Əgər neft məhsulu axınında sıxlıq artırsa, onda hərəkət edən üzgəc 7- borusu ilə yuxarıya qalxır və 8-stəkanında olan 7-borusu hərəkət etdiyindən induktivlik dəyişir. Bu dəyişməni 10-cihazı qeydə alır. Neftdensimetri ilkin cihazın datçikindən 250 m məsafədə yerləşən 2-ci 11 cihazı ilə birgə işləyir.

Radioaktiv sıxlıq ölçənlərdə (bunları bəzən «qamma sıxlıq ölçənləri» də adlandırırlar) axan mayenin sıxlığından asılı olaraq, radioaktiv izotopların qamma-şüalarının parçalanma dərəcəsindən istifadə olunur. Qamma şüalarının mənbəyi və onların qəbuledicisi borunun kənarında, əks tərəfində yerləşdirilir.

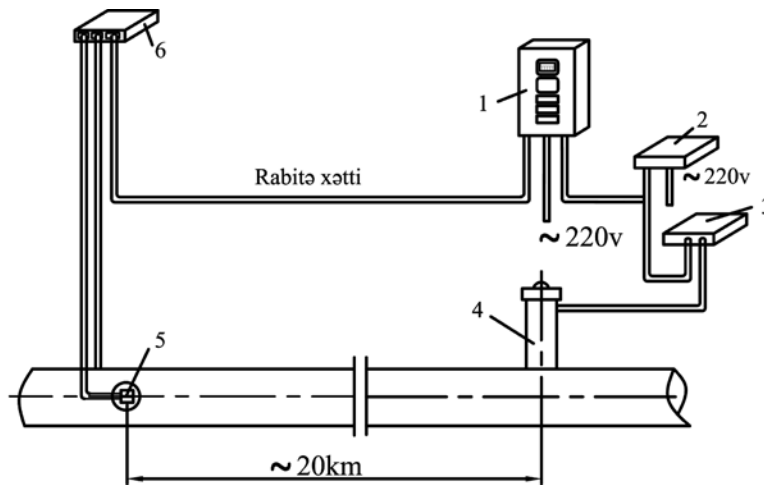
Neft məhsullarının sıxlığı dəyişən zaman, qəbuledici tərəfindən daxil olan şüalanmanın intensivliyi dəyişilir. Bu dəyişməni isə, bilavasitə sıxlığa görə miqyaslanmış cihazlar qeydə alırlar.

Qeyd etmək lazımdır ki, bir çox neft və neft məhsullarının sıxlıqları bir-birindən az fərqləndiyi üçün yuxarıda qeyd olunan üsulların həssaslığı qarışıq zonasını ayırmaq üçün kifayət etmir. Ardıcıl nəqlə nəzarət üsullarından geniş yayılanı müxtəlif neft və neft məhsullarında ultrasəs dalğalarının yayılma sürətlərinin dəyişməsinə əsaslanan üsuldur.

Ultrasəs dalğalarının müxtəlif neft məhsullarından qarışığında yayılma sürətlinin hüdudu aşağıdakı kimidir; dizel yanacağı-1375-1390 $m/s.$; ağ neft-1320-1335 $m/s.$; benzin-1175-1190 m/s.

Ultrasəs dalğalarının neft məhsulları qarışığında yayılma sürəti, qarışığı təşkil edən məhsullarda yayılma sürətindən, onların malekulyar çəkiləri, temperatur dəyişmələri və molyar miqdarından asılıdır.

Ardıcıl nəqlə ultrasəs nəzarət sisteminin quruluş sxemi şəkil 6.13-də göstərilmişdir.

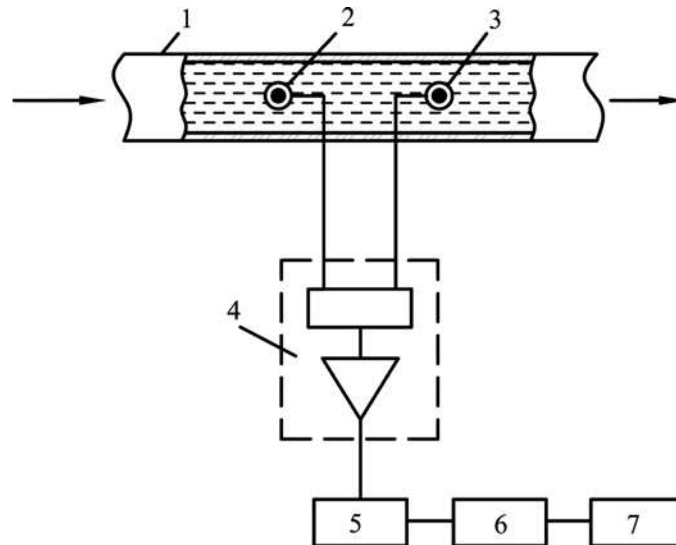


Şəkil 6.13. Ultrasəs üsulu ilə qarışıqda neft məhsullarının qatılığına avtomatik nəzarətin texnoloji sxemi

Bu sistem iki datçik (1) və iki ölçmə blokundan, 4-siqnallarını çevirici və ötürücüdən, həmçinin ikinci nəzarət və qeydiyyat (5) qurğularından, rabitə kanallarından ibarətdir. 1- datçikləri və 4- blokları qapalı elektron- akustik sxemə birləşdirilib, harada ki, impulsların sirkulyasiya tezliyi nəzarət olunan neft məhsulunun sıxlığından asılıdır. Nəticədə 7-blokunun çıxışında sıxlığın ölçülməsi tezliklər fərqi şəklində alınır və 6- cihazının diaqram lentində qeyd olunur.

Neft məhsullarında ultrasəsin yayılma sürətinin təyininin dəqiqliyinə temperatur dəyişməsi və təhlil olunan mühitin təzyiqi və mexaniki qarışıqların olması təsir edir. Belə ki, neft məhsullarının temperaturu artdıqca ultrasəs dalğalarının yaılma sürəti azalır, təzyiq çoxaldıqca isə yayılma sürəti xətti qanunla artır. Ona görə də ultrasəs cihazlarının dəqiqliyini artırmaq üçün nəzarət sistemlərinin sxeminə temperatur və təzyiq göstəricilərinin düzlənilməsi məqsədilə müvafiq qurğuların qoşulması vacibdir.

Ardıcıl nəqlə nəzarət üsullarından biri də dielektrik cihazlar vasitəsi ilə həyata keçirilən üsuldur. Bu cür nəzarət üsulunun prinsipi mayelərin dielektrik xüsusiyyətlərinin qarışığın qatılığından asılı olaraq dəyişməsinə əsaslanmışdır, hansı ki, qarışığın ayrılma sərhəddini nəzarətdə saxlamağa və neft məhsullarının qarışığı zonasında onların qatılıqlarını ölçməyə imkan verir (şəkil 6.14).



Şəkil 6.14. Dielektrik üsulu ilə ardıcıl nəqlə nəzarətin prinsipial sxemi

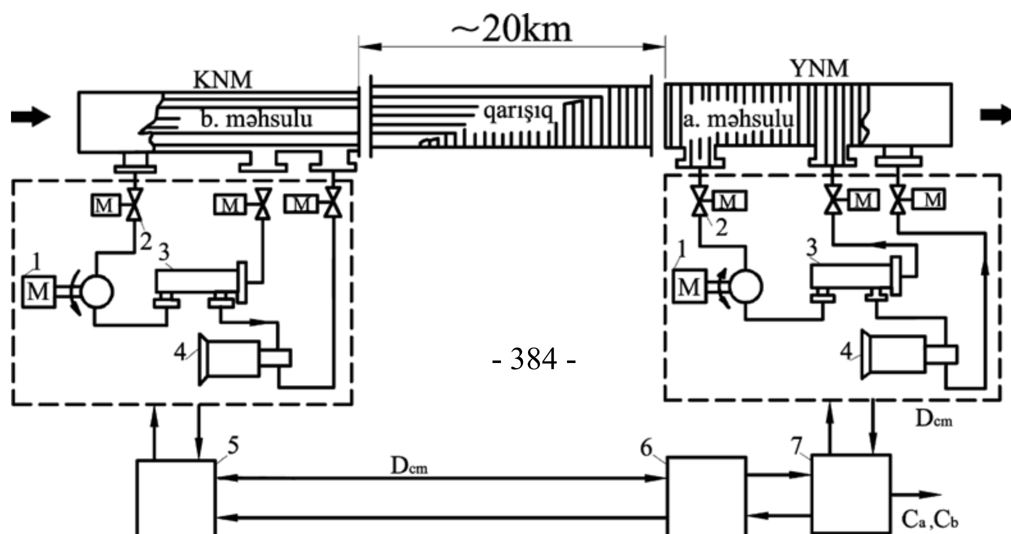
Qurğu 1-boru kəmərinə bərkidilmiş 2 və 3-datçiklərindən ibarətdir. Ölçü datçiki (2) silindir formasında olur və təhlili aparılan neft məhsulu ilə yaxşı təmasda olur. Kompensasiya datçiki (3), hansı ki, təmizlənmiş transfarmator

yağı ilə doldurulur, təhlil olunan neft məhsulunun temperaturu dəyişdikdə cihazın göstərişinin düzlənilməsinə xidmət edir. Neft məhsullarının temperaturu artdıqca onların dielektrik keçiriciliyi azalır. Sözügedən datçiklərin birləşdiyi və iki generatordan ibarət olan 4-tutumlar tutuşdurucusu bloku generatorların tezliklərini fasiləsiz müqayisə edir və çıxışda tezliklər fərqi siqnalını yaradır. 4-tutumunun siqnalı 6-hesablama bloku və 7-qeydedici cihazla birləşdirilmiş 5-çeviricisinə daxil olur.

Ümumiyyətlə, istər dielektrik, istərsə də ultrasəs cihazlarının müsbət cəhəti ondan ibarətdir ki, onların həssas elementləri birbaşa boru kəmərində quraşdırılır və beləliklə nasoslar vasitəsilə nümunə götürmək qurğusuna ehtiyac qalmır.

Qeyd olunan nəzarət cihazlarının və üsullarının neft məhsulları kəmərində geniş tətbiqinə imkan verməyən əsas səbəb onların kifayət qədər seleksiyalı olmaması və kimyəvi tərkibinə görə yaxın xüsusiyyətli neft məhsullarını seçə bilməməsidir.

Bu səbəbdən neft məhsullarının ardıcıl nəqli zamanı nəzarət üsulu kimi spektrofotometrik və indikator nəzarət üsullarından istifadə olunması daha geniş yayılmaqla səmərəli hesab edilir. Neft məhsullarının ardıcıl nəqli zamanı (benzin- benzin, benzin- dizel yanacağı, dizel yanacağı- dizel yanacağı) onların qatılıqlarının spektrofotometrik üsulla ölçülməsi məhsulların optik sıxlıqlarının müxtəlifliyinə əsaslanır. Adı çəkilən nəzarətin «Kompaund» sistemi ilə aparılmasının struktur-funksional sxemi şəkil 6.15-də göstərilmişdir.



Şəkil 6.15. «Kompaund» qurğusunun struktur funksional sxemi

«Kompaund»-un tərkibinə iki ultrabənövşəyi absorbsiya fotometri (3) və nəzarət, idarə və informasiyaların emalı qurğuları (7) daxildir. Yerli və kənar nəzarət məntəqələrində (UNM, KNM) fotometrlər, 1,2,3-nümunələrin götürülməsi və hazırlanması elementləri, çən parkının operatorlar damında isə nəzarət, idarə və informasiyaların emalı qurğuları yerləşdirilir. İdarə olunma və KNM-dən informasiyanın alınması 5,6-telemexaniki qurğuları vasitəsilə rabitə kanalları üzrə həyata keçirilir.

Bu nəzarət üsulu ilə neft məhsullarının C_a və C_b qatılıqlarınn təyini aşağıdakı kimi aparılır: KNM-də fotometrdən neft məhsullarının qarışığı keçdikdə qeydedici cihazın diaqramında qarışığın qatılığının keyfiyyətcə dəyişməsinin xüsusiyyətini göstərən qrafik çəkilir. Optik sıxlığın qiymətləri qrafikdən operator tərəfindən çıxarılır və informasiyanın emalı blokuna daxil edilir (7). Nəticədə 7-qurğusunda 0-100 % kütlə qatılığı üzrə ölçmə diapazonu müəyyənləşdirilir. Həmin qarışığın YNM-də quraşdırılan fotometrdən keçməsi zamanı avtomatik olaraq qarışığın sıxlığı ölçülür və C_a və C_b- nin (onların qiymətləri cihazın diaqramında yazılmaqla) qiymətləri hesablanılır.

Nəql olunan neft məhsulları çeşidinin genişlənməsi ilə əlaqədar olaraq, həm fiziki xassələri bir- birindən çox fərqlənən qarışıqların və həm də fiziki xassələri bir- birinə çox yaxın olan neft məhsulları qarışıqlarının qatılıqlarının təyin olunması tələb edilir. Bütün bu neft məhsulları eyni bir boru kəməri ilə

nəql olunduğundan, mayelərin müxtəlif fiziki xassələrinə əsaslanan nəzarət üsulundan istifadə olunarsa, hər bir kəmərdə eyni zamanda bir neçə sıxlıq ölçən cihazların qurulması lazım olardı.

Təcrübə göstərir ki,ultrasəs dalğalarının yayılması sürətinə əsaslanan cihazın mütləq xətası 2,5%-dir. Müxtəlif növ benzinlərin dielektrik sabitləri bir-birindən ən çoxu 5% , dizel yanacaqları isə 2%-ə qədər fərqlənirlər. Ona görə də belə cihazlarla müxtəlif növ benzin və dizel yanacaqlarına nəzarət etmək çox çətindir. Belə hallar üçün indikator nəzarət üsulu böyük maraq doğurur. Bunun üçün neft məhsullarının görüş zonasına indikatordan müəyyən qədər əlavə edirlər (səpirlər). Bu zaman nəzərə almaq lazımdır ki, indikatorun nəql olunan mayeyə nisbətən kəskin fərqlənən hər hansı bir xüsusiyyəti olmalıdır. Belə ən yaxşı xüsusiyyət rəng ola bilər. Ultrabənövşəyi şüaların təsirindən müxtəlif rənglər alına bilər ki, bu prinsiplə işləyən cihazlar bunu çox asan təyin edə bilər.

Benzin və rənglərin spektrlərinin müqayisəsi göstərir ki, benzinlər üçün yalnız iki rəngdən istifadə etmək məqsədəuyğundur: yaşıl və bənövşəyi. Ən yaxşı nəticə bənövşəyi rəng verir (bütün benzinlər üçün). Bənövşəyi rəng məhlulunun optik sıxlığı onun qatılığından xətti asılıdır. İki həftə müddətində benzində saxlanmış rəng məhlulunun spektri ilə daha yeni məhlul və daha çox saxlanmış məhlulların spektrləri qətiyyən fərqlənmirlər.

İndikator nəzarət üsulundan istifadə olunan zaman, neft məhsulunun hər hansı birisinin qarışıqdakı miqdarı deyil, faktiki olaraq indikatorun neft məhsulundakı qatılığı təyin olunur. Ona görə də neft məhsullarının qarışığının hərəkətinə nəzarət etmək üçün, neft məhsulu qarışığında indikatorun qatılığı təyin olunmalıdır.

Prosesi bir qədər aydınlaşdıraq. Fərz edək ki, boru kəmərinn başlanğıc məntəqəsində nəql olunan neft məhsullarının təmas zonasına müəyyən miqdarda maye maddə (indikator) əlavə edilir. Beləliklə, başlanğıc anda,

uzunluğu $2l_0$ olan sahədə indikatorun qatılığı sabitdir. Bu zaman hesab edilir ki, $U_0 F\Delta t$ - həcmində indikator bərabər paylanmışdır. Burada Δt - indikatorun neft məhsuluna daxil edilməsi müddəti; U_0 - axının sürəti, onda indikatorun əhatə etdiyi başlanğıc sahənin uzunluğu $2l_0 = U_0 \Delta t$ olar. İndikator hərəkət etdikcə, neft məhsulları ilə qarışacaq və hər iki tərəfə yayılacaq. Bu zaman əvəzedici neft məhsulunun qatılığı qarışıq zonası boyu, yuxarıda qeyd olunduğu kimi belə dəyişəcəkdir:

$$C_b = \frac{1}{2}(1 - erfz), \qquad z = \frac{2 - u_0 t}{\sqrt[2]{D_t}} \tag{6.83}$$

Bu zaman indikatorun neft məhsullarına qarışması prosesi turbulent diffuziyaya uyğun olacaq və aşağıdakı diferensial tənliklə ifadə edilə bilər:

$$\frac{\partial \theta}{\partial t} + u_0 \frac{\partial \theta}{\partial x} = D \frac{\partial^2 \theta}{\partial x^2}, \tag{6.84}$$

Burada $\theta(x,t)$ - indikatorun axındakı qatılığıdır.

(6.84) tənliyinin $\theta(x,t) = \theta_0$; $-l_0 < x < l_0$ başlanğıc şərti daxilində həllini aşağıdakı kimi yazmaq olar:

$$\theta(x,t) = \frac{\theta_0}{2}\left[erf(z+\alpha) - erf(z-\alpha)\right] \tag{6.85}$$

burada

$$z = \frac{x - u_0 t}{2\sqrt{\partial t}} = \frac{1}{2} Pe_d^{\ 0,5}(1-\tau), \qquad \alpha = \frac{l_0}{2\sqrt{D_t}}, \qquad \tau = \frac{u_0 t}{x}$$

(6.85) ifadəsini Teylor sırasına ayırıb, birinci 2 hədlə kifayətlənsək, yazmaq olar:

$$\theta = \theta_0 \frac{l_0}{x\sqrt{\pi}} Pe_d^{\ 0,5} e^{-z^2} \tag{6.86}$$

Qarışıq zonasında 50%- li qatılıqla $\tau = 1$ və $z = 0$ olduğundan (6.86) ifadəsindən

$$\theta_{max} = \theta_0 \frac{l_0}{x\sqrt{\pi}} Pe_d^{\ 0,5} \ , \qquad (6.85)$$

Burada θ_{max} - neft məhsulları kəmərinin başlanğıcından x-məsafəsində qarışıq zonasının ortasında indikatorun maksimal qatılığıdır.

6.10. Ardıcıl nəql zamanı nasos stansiyaları və nasosların iş rejimlərinin tənzimlənməsi

Uzunluğu çox böyük olan aralıq nasos stansiyalı boru kəmərlərində, adətən eyni vaxtda, bir-birini növbə ilə əvəz edən neft məhsullarının həcmi, boru kəmərinin ümumi həcmindən kiçik olur.

Belə boru kəmərlərinin buraxma qabiliyyəti, özlülüyü ən böyük olan neft məhsulları sahəsinin buraxma qabiliyyəti qədərdir. Bu zaman az özlülüklü məhsul sahələrinin istifadəsiz qalan təzyiqini, böyük özlülüklü sahələrə keçirmək boruların möhkəmliyi ilə əlaqədardır.

Aralıq nasos stansiyaları olan boru kəmərinin ən böyük buraxma qabiliyyətini ardıcıl yaxınlaşma üsulu ilə təyin etmək olar. Nasos stansiyalarındakı bütün nasoslar işləyirlərsə, ardıcıl nəql olunan neft məhsullarının yerləşməsi məlumdursa, təzyiq üçün balans tənliyindən kəmərin buraxma qabiliyyəti tapılır. Sonra isə belə qayda ilə tapılmış buraxma qabiliyyətinə uyğun olaraq hər stansiyadan sonra təzyiqin maksimal qiyməti, hər bir nasos stansiyasından əvvəl isə minimal təzyiq üçün məhdudiyyətlərin ödənilməsi şərtini yoxlayırlar.

Təzyiq məhdudiyyətlərinin elə birinci ödənilmədiyi nasos stansiyasında, limit buraxıla bilən həddə görə buraxma qabiliyyətinin yeni qiymətini qəbul etməklə məhdudiyyətin ödənilməsi yenidən yoxlanılır. Beləliklə, hesablama nəticəsində boru kəmərinin limit sahəsi təyin edilir. Bu sahədə vurma təzyiqi

limit həddinə bərabər olur və bütün boru kəməri üçün təyin edilmiş buraxma qabiliyyəti neft məhsullarının verilmiş ardıcıllığı üçün maksimal qiymətə malik olacaqdır.

Fərz edək ki, n-nasos stansiyası və $n+1$ xətti sahəsi olan boru kəməri ilə iki növ neft məhsulu (benzin və dizel yanacağı) ardıcıl nəql olunur. Belə boru kəmərində qərarlaşmış axın üçün təzyiqlər balansı tənliyini aşağıdakı kimi yazmaq olar:

$$P_b + \sum_{i=1}^{n} P_{sti} = \sum_{j=1}^{n+1} P_{ic} + P_z + P_s \ , \qquad (6.88)$$

harada ki, $P_{b,}$ P_s - uyğun olaraq boru kəmərinin başlanğıc və son nöqtələrindəki təzyiq; P_{sti} - j - ci nasos stansiyasının yaratdığı təzyiq; P_{ic} - c - ci nasos stansiyaları arasında təzyiq itkisi; P_z - geodozik yüksəkliklər fərqinin yaratdığı təzyiq itkisidir.

Hidravliki hesablama zamanı, qarışıq zonasının uzunluğu boyu təzyiq itkisinin dəyişməsini nəzərə almamaq olar. Belə hesab etmək olar ki, qarışıq zonasının bir yarısında təzyiq dəyişməsini əvəzedici məhsulun, digər yarısında isə əvəz olunan məhsulun təzyiq itkisinə bərabər götürmək olar.

Magistral neft və neft məhsulları kəmərlərinin nasos stansiyalarında istifadə olunan mərkəzdənqaçma nasosları -5^0C-dən $+80^0C$-yə kimi olan temperaturda, həcm faizi ilə tərkibində 0,06% mexaniki qarışıqlar olan neft və neft məhsullarını nəql edə bilirlər. Bu zaman nəql olunan mühitin kinematik özlülüyü gərək $3 \cdot 10^{-4} m^2 / san$ - dən çox olmasın. Bir qayda olaraq bu tip nasoslar müsbət temperaturaya malik yerlərdə quraşdırılır. Onlar geniş diapazona malik məhsuldarlıqlara (30- dan $1400 m^3 / saat$- a kimi) və yüksək təzyiq $(10MPa)$ yaratmaq qabiliyyətinə malikdirlər. Mərkəzdənqaçma nasoslarının texniki və qrafiki xarakteristikaları, dərsliyin 2-ci fəslində verilmişdir.

Ümumiyyətlə, xarakteristikalarından göründüyü kimi mərkəzdənqaçma nasoslarının səciyyəvi xüsusiyyətlərindən biri də ondan ibarətdir ki, bu nasoslar ən böyük basqını sərfin o qiymətində $(Q = 0)$ yaratmaqla (bağlı siyirtmə hallarında) iş rejimləri müxtəlif tənzimləmə üsulları ilə dəyişdirilə bilir ki, bunun da böyük praktiki əhəmiyyəti vardır.

Ardıcıl nəql zamanı nəql bəzi hallarda şəraitinin dəyişməsi müşahidə olunur. Bu zaman çox hallarda kəmərin normal iş rejimi pozulur. Bəzi hallarda nasosun məhsuldarlığını dəyişdirmək də lazım gəlir. Bu zaman normal iş rejiminin bərpası və ya iş rejiminin dəyişdirilməsi nasos qurğularının iş rejimlərinin tənzimlənməsi hesabına əldə olunur. Tənzimləmə pilləli (nasos qurğularından birinin işdən dayanması) və səlist aparıla bilər. Səlist tənzimləmə nasosun valının sabit fırlanma dövrlər sayından və onun dəyişilməsi ilə həyata keçirilə bilər. Sabit fırlanma sürətində tənzimləmə işi əsasən basqı altında olan boru kəmərində drossel, baypas üsulları və nasosun işçi çarxının xarici diametrinin yonulması (azaldılması) ilə həyata keçirilir (bax 2- ci fəsilə).

Qeyd etmək lazımdır ki, nasosların iş rejimlərinin fırlanma sürətinin dəyişməsi ilə tənzimlənməsi üsulu məhdud üsul hesab olunur. Bu üsulun tətbiqi xüsusi maqnit və hidravliki muftaların isifadə olunması ilə bağlıdır. Çünki nasoslar üçün işlədilən əsas mühərriklər asinxron tipli olub, dəyişən cərəyanla olmaqla sabit sürətlə işləyirlər.

6.11. Ardıcıl nəql zamanı qarışığın həcminin azaldılması

Ardıcıl nəql zamanı artıq qeyd olunduğu kimi müxtəlif çeşidli neft və neft məhsullarının təmas zonasında qarışıq əmələ gəlir və istər-istəməz bu qarışıq nəql olunan məhsulların kefiyyətini korlayır. Ona görə də qarışığın azalmasının

çox böyük əhəmiyyəti vardır. Bu məqsədlə müxtəli üsullar və tədbirlərdən istifadə olunur.

- qarışığın azaldılması tədbirlərindən biri, neft məhsullarının normal və böyük sürətlərdə, yəni turbulent axın rejimi şəraitində nəql etməkdən ibarətdir. Bundan başqa neft məhsulları nəqlinin ardıcıllığının seçilməsi də mühüm rol oynayır. Eyni bir məhsuldan daha böyük həcmdə nəql etmək, ilkin qarışığı azaltmaq məqsədilə, bir məhsuldan digərinə keçid müddətini azaltmaq, ardıcıl nəqlin dayandırılması vəziyyətlərini yaratmamaq (bu hal relyefi yaxşı olmayan sahələrə aiddir) və s.

- qarışığın azaldılmasının yaxşı üsullarından biri, iki neft məhsulu arasına ayırıcılar buraxmaqla nəql üsuludur. Ayırıcılar həm maye və həm də bərk halda olurlar. Maye ayırıcılar iki neft məhsulunun arasına bufer mayesi buraxmaqdan ibarətdir. Maye ayırıcı olaraq, hər hansı neft məhsulu, yaxud ardıcıl nəql olunan məhsullardan qabaqcadan hazırlanmış qarışığı götürmək olar. Belə ki, benzin ilə dizel yanacağı üçün bufer mayesi olaraq reaktiv yanacağı, yaxud ağ nefti götürmək olar. Bu zaman benzin, yaxud dizel yanacağı reaktiv yanacaq ilə qarışacaq ki, belə qarışığı realizə etmək çox çətin deyildir.

Bu onunla izah olunur ki, benzinin və dizel yanacağının tərkibindəki reaktiv yanacağının qatılığı bir qədər çox olur və satmaq üçün (lazımı qarışığı almaq) təmiz neft məhsulu az tələb olunur. Bufer neft məhsulunun optimal həcmi $V_{b.a}$ təqribən aşağıdakı düsturla tapıla bilər:

$$V_{b.n} = 2V_{boru} \cdot Pe_d^{-0,5}$$

Maye ayırıcı olaraq çox vaxt bərkləşdirilmiş qarışıqlar (yarım maye) tədbiq edilir. Yarım maye ayırıcılar, nəql olunan neft məhsulunun müəyən miqdarını bərkləşdirməklə, yaxud xüsusi polimerlər tədbiq etməklə əldə edilir. Yarım maye ayırıcılar o vaxt daha yaxşı nəticə verirlər ki, onun materialının diffuziya əmsalı bir neçə dəfə ardıcıl nəql olunan neft məhsullarınınkından az olsun.

Yarım maye ayırıcının minimal həcmini $V_{y.m}$ tapmaq üçün aşağıdakı ifadədən istifadə oluna bilər:

$$V_{p.r} = 4Z_0 Pe_d^{-0,5} V_{boru}$$

harada ki, Z_0- kəmiyyəti, ayırıcının materialının (D_a) və nəql olunan mayelərin effektiv diffuziya əmsallarının nisbətindən asılıdır:

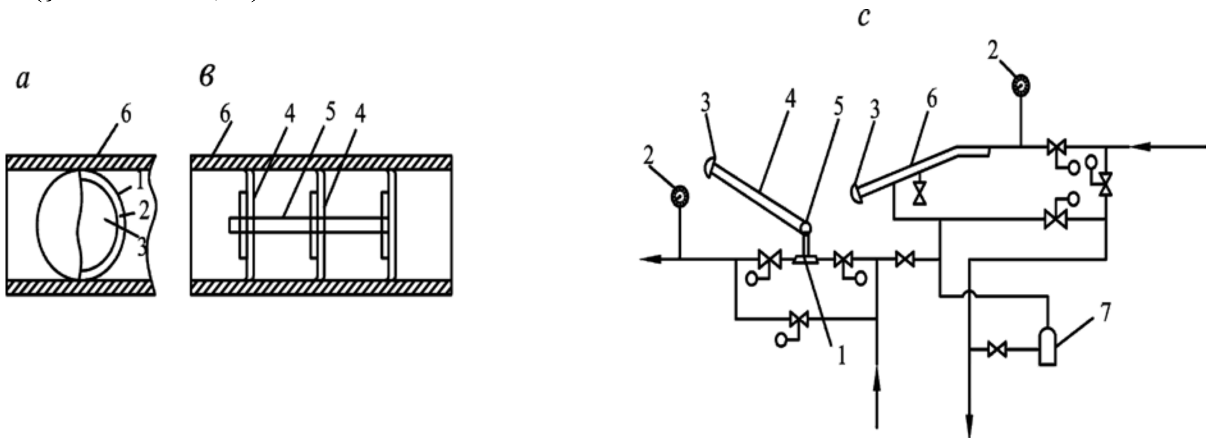
$$\frac{D_a}{D_{nm}} = 0{,}5;0{,}1;0{,}001;0{,}0001$$

olduqda bu əmsal uyğun olaraq $Z_0 = 1{,}2;0{,}63;0{,}2;0068$ təşkil edir.

Yuxarıdakı düsturlar vasitəsilə aparılan hesablamalar göstərir ki, *A-72* benzini və dizel yanacağının, $350mm$- lik diametri və $180km$ uzunluğu olan boru kəməri ilə ardıcıl nəql zamanı $\left(Pe_d = 2\cdot 10^6\right)$ $20m^3$ *TC-1* reaktiv yanacağı, yaxud $3{,}3m^3$ yarımmaye ayırıcı tələb olunur (burada $D_a / D_{n.m} = 0{,}001$- dir).

- bərk ayırıcılar, mexaniki qurğu olub nəql olunan neft məhsulların ayırma sərhəddində nəql olunan məhsullarla birlikdə hərəkət edir. Bu qurğular borunun daxili divarına toxunmalı və iki neft məhsulunu qarışmaqdan qorumalıdırlar. Belə ayırıcıların səmərəliliyi onların boru kəməri daxilindəki hərəkəti zamanı borunun səthinə necə toxunmasından asılıdır.

İndiyə kimi mexaniki ayırıcıların bir çox nümunələrinin təklif olunmasına baxmayaraq, onları iki əsas növə ayırmaq olar: kürəvi və manjetli ayırıcılar (şəkil 6.16 a, b).



Şəkil 6.16. Mexaniki ayırıcılar, onların kəmərə buraxılması və qəbulu

a-kürəvi ayırıcılar; b-manjetli ayırıcılar; c-kürəvi ayırıcıların kəmərə buraxılması və qəbulu qurğusu

Neft məhsullarının ardıcıl nəqli zamanı əsasən kürəvi rezin ayırıcılar, neftlərin ardıcıl nəqli zamanı isə manjetli ayırıcılar tədbiq edilir.

Kürəvi ayırıcıların (şəkil 6.16, a) daxilinə su doldurulur (qışda isə antifriz). Kürəvi ayırıcıların birinci məntəqədə buraxılması və son məntəqədə qəbulu xüsusi qurğular (buraxma kamerası) vasitəsilə həyata keçirilir. Ayırıcıların buraxma kamerası 20^0 yuxarı qaldırılır və sonlu zatvorla (3) borunun daxilinə ötürülür.

Kameranın ikinci sonluğu (4) isə 1-üçlüyünə birləşdirilir.

Kürəvi ayırıcıların 1-üçlüyünə ardıcıl daxil edilməsi 5-mexanizmi vasitəsilə həyata keçirilir. Sonra isə ayırıcılar ağırlıq qüvvəsinin (yaxud xəttdəki mayenin təzyiqi nəticəsində) əsas boru kəmərinə daxil olur və onların boruya daxil olunmasını 2-işarə vericisi qeydə alır. 6- qəbul kamerası 10^0- lik bucaq altında aşağı salınır. Bu kamera bir yaxud iki verici xəttə malikdir. Ayırıcı buraxıldıqdan sonra *6*-kamerasında qalan maye nasos vasitəsilə vurulub çıxarılır.

Aralıq nasos stansiyalarında ayırıcılar dəyişdirilir: stansiyadan əvvəl qəbul edilir, stansiyadan sonra dəyişdirilir. Neft məhsullarının daha yaxşı ayrılmaları üçün eyni bir zonaya üçə kimi ayırıcı buraxıla bilər. Ardıcıl nəql zamanı kürəvi ayırıcıların tətbiqi göstərir ki, onlar qarışığın miqdarını $30-40\%$ azalda bilirlər.

Ayırıcıların borunun divarına sürtünməsindən yeyilməsi, həmçinin borunun daxilində divarların müxtəlif qalınlıqda olmaları, qaynaq yerləri və ilkin qarışığın olması nəticəsində neft məhsullarını tam ayırmağa imkan vermir. Ayırıcılı və ayırıcısız nəql olunan mayelərin qatılıqlarının qrafiki göstərir ki,

ayırıcı ilə olan qarışığın keyfiyyəti daha yaxşıdır. Ayırıcı ilə nəql olunmanın səmərəliliyini aşağıdakı düsturla müəyyən etmək olar:

$$S_a = 1 - \frac{J_{ай.}}{J_{b.t}}$$

burada $J_{ай.}$-ayırıcı ilə nəql olunan qarışığın keyfiyyət göstərici; $J_{b.t}$- təmasda olmaqla (bilavasitə görüşən) neft məhsullarının nəqli zamanı yaranan qarışığın kefiyyət meyarıdır.

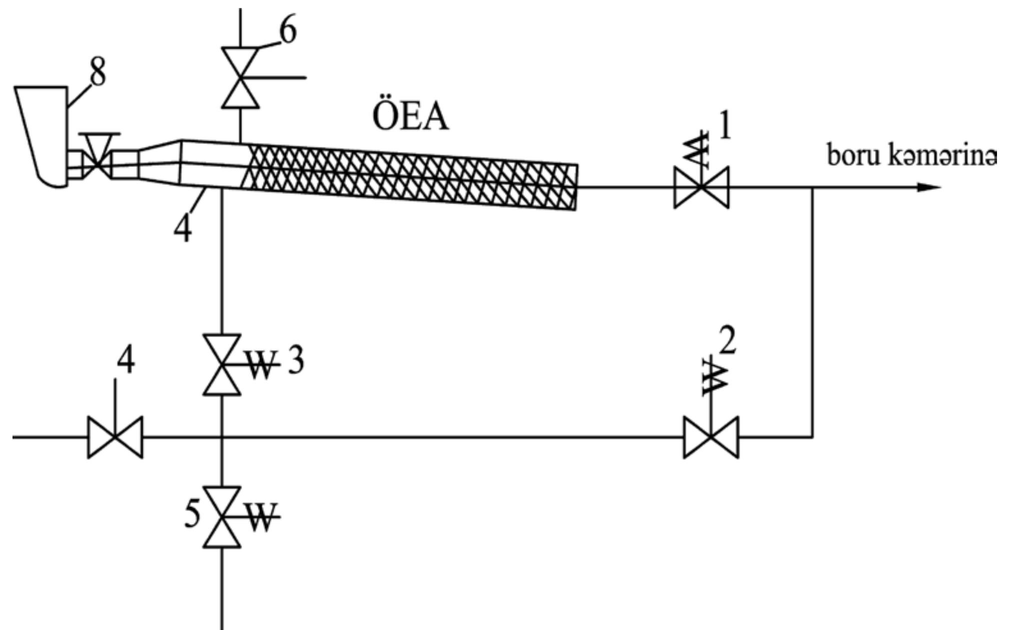
Ardıcıl nəql zamanı ayırıcıların tətbiqinin məqsədəuyğunluğu hər dəfə təyin edilir. Bunun üçün ayırıcılı və ayırıcısız nəqlin gətirilmiş xərcləri müqayisə edilir və bu müqayisəyə uyğun qərar qəbul edilir.

Neft məhsulları kəmərlərinin uzun müddət istismarı zamanı suyun, havanın, korroziya məhsullarının borularda yığılması nəticəsində kəmərlərin buraxma qabiliyyətinin xeyli azaldığı hallar da tez- tez baş verir. Bundan əlavə ardıcıl nəql zamanı məhsulların görüş zonasında yaranan qarışığın həcminin çoxalması hesabına nəql olunan məhsulların keyfiyyətləri də xeyli korlanmış olur.

Ümumiyyətlə, bu cür boru kəmərlərinin vaxtaşırı təmizlənməsi, eləcə də ardıcıl nəql zamanı qarışığın miqdarını azaltmaq üçün tətbiq olunan mexaniki ayırıcılar kəmərlərdə olan çoxlu sayda yerli müqavimətlərin hesabına əksər hallarda səmərəsiz olurlar.

- aparılan laboratoriya və istehsalat tədqiqatları göstərir ki, mexaniki ayırıcılardan fərqli olaraq özlü- elastik xüsusiyyətə malik olan ayırıcı-sistemlərin istər kəmərlərin təmizlənməsi, istərsə də qarışığın azaldılması üçün tədbiq edilməsi daha məqsədəuyğundur. Azərbaycan Dövlət Neft Akademiyasının ***«Neft yataqlarının işlənməsi və istismarı»*** və ***«Neftin, qazın nəqli və saxlanması»*** kafedralarının əməkdaşları tərəfindən akademik A.X. Mirzəcanzadənin rəhbərliyi ilə ixtira olunan özlü- elastik sistemlər bir sıra neft

məhsulları kəmərlərində ayırıcı kimi tədbiq olunmuş və səmərə vermişdir. Tətbiq zamanı bu sistemlər (şəkil 6.17)- də göstərilən sxem üzrə boru kəmərinə, iki məhsulun təmas zonasına 1-ci siyirtmənin bağlanması, 2 və 3-cü siyirtmələrin açılması ilə yerləşdirilmişdir. Bu zaman ayırıcının 7-kamera-sından çıxması özüyazan cihazı qeydə alınmış və bu əməliyyata siyirtmələrin bağlanıb -açılmasına sərf olunan vaxt kifayət etmişdir.



Şəkil 6.17. Özlü-elastik ayırıcını boru kəmərinə daxil edən qovşağın sxemi

1-6-siyirtmələr; 7-özlü-elastik ayırıcı (ÖEA) olan kamera; 8-ÖEA-nın hazırlandığı tutum

6.12. Neft məhsullarının ardıcıl nəqli zamanı boru kəmərinin hesablanması

Ardıcıl nəql zamanı neft məhsulları kəmərlərinin hesablanması aşağıdakı ardıcıllıqla aparılır:

6.12.1. Neft məhsulları kəməri üçün orta saatlıq, hesabı buraxma qabiliyyəti $\left(m^3/saat\right)$ təyin edilir:

$$Q_{saat} = \frac{1}{8400}\sum_{i=1}^{k}\frac{G_{ri}}{\rho_i}, \qquad (6.89)$$

və ya saniyəlik buraxma qabiliyyəti $\left(m^3/s\right)$ tapılır:

$$Q_s = \frac{Q_{saat}}{3600},$$

harada ki, G_{ri} və ρ_i - uyğun olaraq illik nəql planı və i - ci neft məhsulunun hesabı sıxlığı; k - ardıcıl nəql olunan neft məhsullarının sayı.

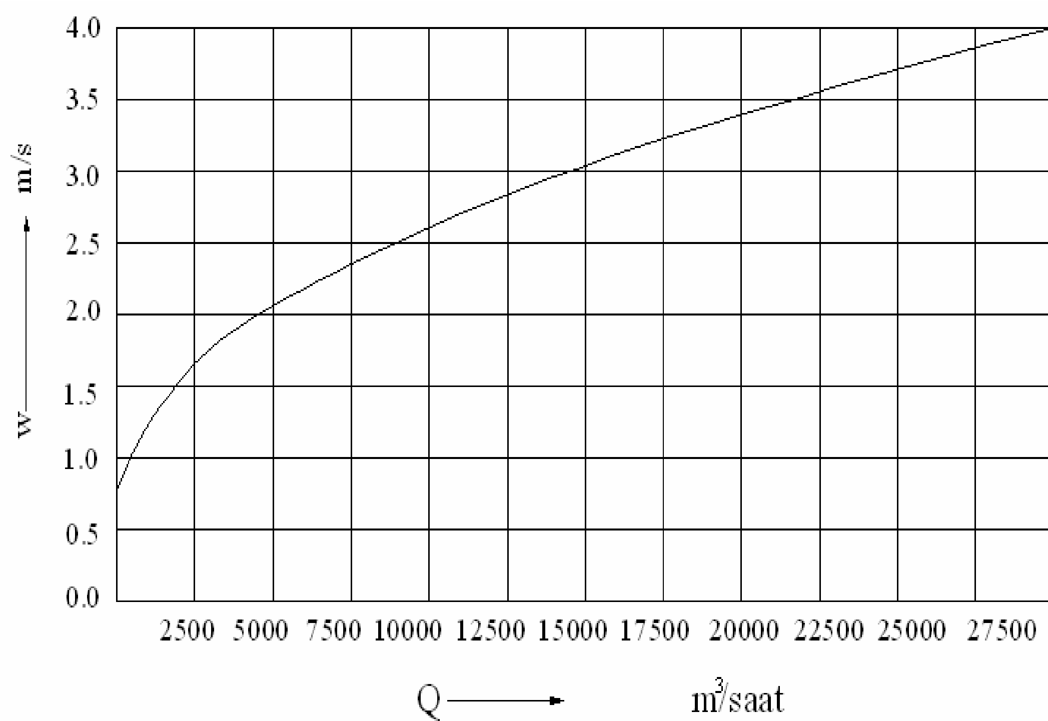
6.12.2. Cədvəl 6.3 və 6.4-dən əsas və köməkçi (basqı altında işləyən) nasoslar seçilir. Bu zaman nasosu elə seçmək lazımdır ki, hesabı Q_{saat} maksimum dərəcədə nasosun nomiral qiymətinə yaxın olsun və $Q_{\min} \le Q_{saat} \le Q_{\max}$ şərti ödənilsin. $Q_{\min}, Q_{\max}$ - uyğun olaraq nasosun işçi diapazonunun aşağı və yuxarı sərhədləridir.

6.12.3. Boru kəmərinin iqtisadi cəhətdən məqsədəuyğun əlverişli olan diametri seçilir. Bu diametr ən çox özlülüyə malik neft məhsuluna görə aşağıdakı kimi müəyyən edilir:

Sıxılmayan izotermik, qərarlaşmış maye axını üçün kəsilməzlik tənliyindən boru kəmərinin daxili diametrinin hesabı (təxmini) qiyməti D_0 tapılır:

$$D_0 = \sqrt{\frac{4Q_s}{\pi W}} \qquad (6.90)$$

burada W - nəql sürəti olub, kəmərin buraxma qabiliyyətinə əsasən şəkil 6.18-dən təyin edilir.



Şəkil 6.18. Tövsiyyə olunan nəql surətinin boru kəmərinin plan üzrə olan buraxma qabiliyyətindən asılılığı

Cədvəl 6.3

Magistral neft nasoslarının xarakteristikaları

Markası	*Verimi, m^3/saat*	*Basqı, m*	*Fırlanma tezliyi, dövr/dəq*	*Buraxılabilən kavitasiya ehtiyatı (suda), m*	*F.İ.Ə., %*
1	***2***	***3***	***4***	***5***	***6***
HM 125-550	*125*	*550*	*3000*	*4,0*	*72*
HM 180-500	*180*	*500*	*3000*	*4,0*	*72*
HM 250-475	*250*	*475*	*3000*	*4,0*	*75*
HM 360-460	*360*	*460*	*3000*	*4,5*	*78*
HM 500-300	*500*	*300*	*3000*	*4,5*	*80*
HM 710-280	*710*	*280*	*3000*	*6,0*	*80*
HM tipli (spiralşəkilli) nasoslar					
HM 1250-260	*1250*	*260*	*3000*	*20,0*	*80*
HM 1800-240	*1800*	*240*	*3000*	*25,0*	*83*
HM 2500-230	*2500*	*230*	*3000*	*32,0*	*86*
HM 3600-230	*3600*	*210*	*3000*	*40,0*	*87*
HM 500-210	*500*	*210*	*3000*	*42,0*	*88*
HM 7000-210	*7000*	*210*	*3000*	*52,0*	*89*
HM 10000-210	*10000*	*210*	*3000*	*65,0*	*89*
HM 10000-210	*12500*	*210*	*3000*	*89,0*	*87*
Magistral basqıaltılı nasoslar					
8 NDsHm	*360…600*	*28…42*	*960*	*3,8…6,5*	*79*
14HDsH	*800…1200*	*30…42*	*960*	*5*	*87*
HMP 2500-78	*2500*	*74*	*1000*	*3*	*72*
HMP 3600-78	*3600*	*78*	*1000*	*3*	*83*
HMP 5000-115	*5000*	*114*	*1000*	*3,5*	*85*
Basqıaltılı şaquli nasoslar					
HPB 1250-60	*1250*	*60*	*1500*	*2,2*	*76*
HPB 2500-80	*2500*	*80*	*1500*	*3,2*	*82*
HPB 3600-90	*3600*	*90*	*1500*	*4,8*	*84*
HPB 5000-120	*5000*	*120*	*1500*	*5,0*	*85*

Cədvəl 6.4

Nasos stansiyalarının göstəriciləri

Neft kəmərinin məhsuldarlığının dəyişmə intervalı, mln.t/il	***Əsas nasosların markası***	***Bir nasosun veriminin dəyişmə intervalı, m^3/saat***	***Bir nasosun nominal təzyiqi, MPa***	***Nasos stansiyasının nominal verimi, mln.t/il***
0,7...1,1	*HM 125-550*	*100…150*	*4,59*	*0,9*
1,1...1,5	*HM 180-500*	*145…215*	*4,17*	*1,3*
1,5...2,1	*HM 250-475*	*200…300*	*3,96*	*1,8*
2,1...3,1	*HM 360-460*	*290…430*	*3,84*	*2,6*
3,1...4,3	*HM 500-300*	*400…600*	*2,5*	*3,6*
4,3...6,1	*HM 710-280*	*570…850*	*2,33*	*5,1*
7,1...10,7	*HM 125-260*	*1000…1500*	*2,17*	*8,9*
10,7...15,4	*HM 1800-240*	*1450-2150*	*2,00*	*12,9*
15,4...21,4	*HM 2500-230*	*2000-3000*	*1,92*	*17,9*
21,4...30,8	*HM 3600-230*	*2900-4300*	*1,92*	*25,7*
30,8...42,8	*HM 500-210*	*4000-6000*	*1,75*	*35,7*
42,8...60,0	*HM 7000-210*	*5600-8400*	*1,75*	*50*
60,0...85,7	*HM 10000-210*	*8000-12000*	*1,75*	*71,4*
85,7..92,6.	*HM 10000-210*	*10000-13000*	*1,75*	*89,3*

Tapılmış D_0 qiymətinə əsasən ən yaxın standart diametr D_{x_2} («x» indeksi xarici diametri göstərir) seçilir.

Sonrakı hesablama üçün daha iki diametr uyğun olaraq aşağıdan və yuxarıdan ən yaxın standart diametrləri D_{x_1} və D_{x_3} seçilir. Bu zaman

$D_{x_1} < D_{x_2} < D_{x_3}$ şərti ödənilməlidir.

6.12.4. Boru kəməri ilə nasos stansiyalarının birgə xarakteristikası hər bir istismar sahəsi üçün qurulur. Birgə xarakteristikadan (şəkil 6.19) hər bir neft

məhsulu ilə kəmərin işi zamanı işçi nöqtələr, yəni saatlıq verimlər $(Q_{saat})_1$, $(Q_{saat})_2$,.....,$(Q_{saat})_i$ təyin edilir.

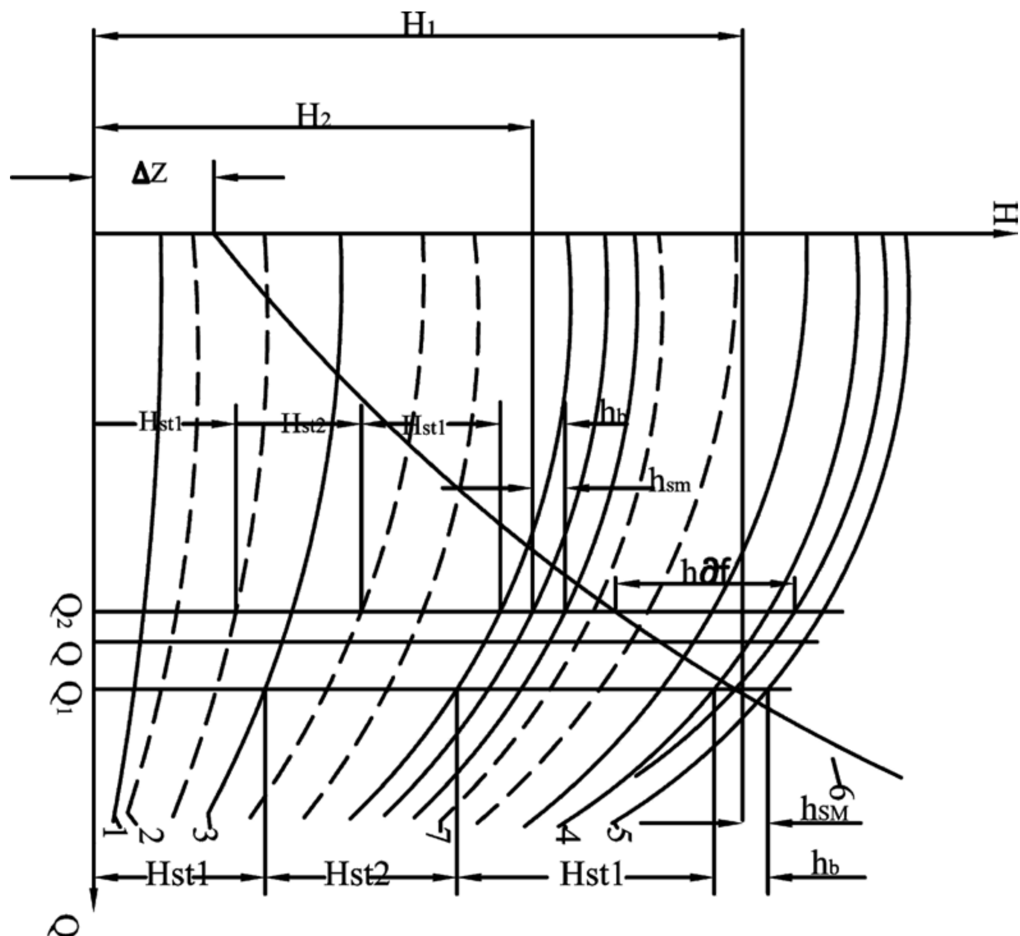
6.12.5. Hər bir neft məhsulu üçün nəqlolunma günlərinin faktiki sayı təyin olunur:

$$N_i = \frac{G_{ri}}{24\rho_i (Q_{saat})_i} \qquad (6.91)$$

Bu zaman nəqlolunmanın hesabı vaxtı T_h üzrə şərt ödənilməlidir. Yəni,

$$T_h = \sum_{i=1}^{k} N_i \leq 350 \qquad (6.92)$$

Əgər bu şərt ödənilməzsə, yəni nəql günlərinin cəm hesabı 350- dən çox olarsa, onda yeni daha böyük məhsuldarlıqlı nasos seçilməli və bütün hesablama yenidən aparılmalıdır.

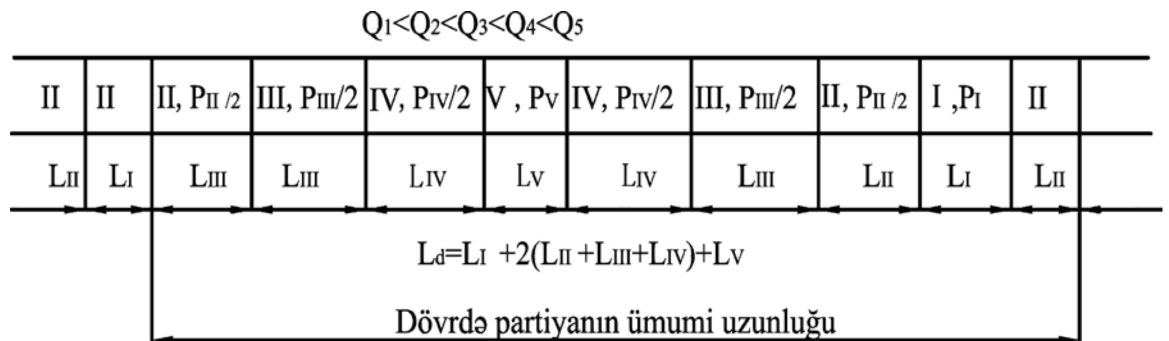


Şəkil 6.19. Nasos stansiyalarının və boru kəmərinin cəm xarakteristikası (bir istismar zonası üçün)

6.12.6. Ardıcıl nəql üçün dövrlər formalaşdırılır. Bu zaman nəql olunacaq məhsulların növbəliyi təmasda olan məhsulların sıxlıqları fərqinin minimal fərqi nəzərə alınmaqla həyata keçirilir. Misal üçün 5 sayda məhsul üçün dövrlər sxemi (şəkil 6.20)-da göstərilmişdir. Qeyd etmək lazımdır ki, ən yüngül və ən ağır neft məhsulu dövrdə yalnız bir dəfə nəql olunacaqdır.

Əgər *«k»* sayda neft məhsulları ardıcıl nəql olunursa, dövrdə partiyanın ümumi uzunluğu aşağıdakı kimi olacaqdır:

$$L_d = L_1 + 2\sum_{i=2}^{k-1} L_i + L_k \qquad (6.93)$$



Şəkil 6.20. Baş neft məhsulları üçün dövrlər sxemi

Dövrün həcmi isə:

$$V_d = \frac{\pi D^2}{4}\left(L_1 + 2\sum_{i=2}^{k-1} L_i + L_k\right) = V_i + 2\sum_{i=2}^{k-1} V_i + V_k \qquad (6.94)$$

Hər dövrdə qarışıqəmələgəlmə zonalarının sayı «n» aşağıdakı kimi müəyyən olunur:

$$n = 2(k-1) \qquad (6.95)$$

İstehlakçıların neft məhsulları ilə bərabər təmin olunması üçün və hər dövrdə məhsulların bir hissəsinin iki partiya şəklində olmasını (yəni, simmetrik partiyalar üçün illik paylar bərabər olaraq iki yerə bölünür. Şəkil 6.20-ni nəzərə alaraq, dövrdəki partiyanın uzunluğunu illik nəql həcmində onların payları (P_i) üzrə mütənasib olaraq təyin etmək lazımdır.

Ardıcıl nəql olunan mayenin dəyişdirilməsi zamanı neft məhsulu kəmərinin dayanıqlı işini nəzərə alaraq neft məhsulu partiyasının uzunluğunu elə qəbul etmək lazımdır ki, qarışıqəmələgəlmə zonası iki qonşu stansiyası arasında birdən çox və bütün istismar sahəsində isə ikidən çox olmasın. Qeyd olunan şərt o vaxt ödənilir ki, dövrdəki neft məhsulu partiyasının uzunluğu ($L_{\min}$) və ya həcmi ($V_{\min}$) istismar sahəsinin uzunluğunun (L_{is}) və ya həcminin (V_{is}) yarısına bərabər qəbul edilsin:

$$L_{\min} = \frac{L_{is}}{2} = \frac{4V_{\min}}{\pi D^2} = \frac{2V_{is}}{\pi D^2} \tag{6.96}$$

Dövrdə birinci və k-cı neft məhsulu partiyasının uzunluğu (həcmi) aşağıdakı ifadədən tapılır:

$$L_{1.k}\left(V_{1.k}\right) = \frac{P_{1.k}}{P_{\min}} L_{\min}\left(V_{\min}\right) \tag{6.97}$$

Qalan bütün neft məhsulları üçün, hansılar ki, dövrdə iki simmetrik partiyalar şəklində gedirlər yazmaq olar:

$$L_i\left(V_i\right) = \frac{P_i}{2P_{\min}} L_{\min}\left(V_{\min}\right) \tag{6.98}$$

(6.97) və (6.98) düsturları ilə hesablanmış partiyaların həcmləri buraxılabilən qarışdırma qatılıqlar üzrə olan minimal V_i^g həcmlərdən çox olmalıdır. Yəni,

$$V_i > V_i^g = \frac{V_{qar(i-1)}}{C_{[(i-1)b_i]}} + \frac{V_{qar(i+1)}}{C_{[(i+1)b_i]}} \ , \tag{6.99}$$

Burada $V_{qar(i-1)}$ - qabaqda gedən neft məhsulu qarışığının həcmidir. Bu qarışığı keyfiyyəti korlamadan i - ci neft məhsuluna qarışdırmaq olar;

$C_{[(i-1)b_i]}$-qabaqda gedən neft məhsulunun i-ci neft məhsuluna qarışdırılmasının buraxılabilən qatılığı;

$V_{qar(i+1)}$ və $C_{[(i+1)b_i]}$-uyğun olaraq qarışığın həcmi və arxadan gələn neft məhsulunun i - ci məhsula qarışdırılmasının buraxılabilən qatılığıdır.

6.12.7. Ardıcıl nəql zamanı il ərzində dövrlərin sayı (d_s) məüyyənləşdirilir:

$$d_s = \frac{\sum_{i=1} G_{ri} / \rho_i}{V_{ds}} \tag{6.100}$$

Bir qayda olaraq ilkin hesablamalar aparılarkən neft məhsulları kəmərləri üçün ildə 24-35 dövr, neft kəmərləri üçün isə 52-72 dövr qəbul edilməsi təklif olunur.

6.12.8. Bir dövrün davamiyyət müddəti müəyyənləşdirilir:

$$T_d = \frac{T_p}{d} \tag{6.101}$$

6.12.9. Dövrdə i - ci neft məhsulunun nəql müddəti T_i hesablanır:

$$T_i = \frac{N_i}{d} \tag{6.102}$$

6.12.10. Çən parkının tələb olunan tutumu müəyyənləşdirilir. Baş məntəqədə tələb olunan tutum (həcm) $V_{b.m}$:

$$V_{b.m} = \sum_{i=1}^{k} V_{ibm} = \sum_{i=1}^{k} q_{ibm}(T_d - T_i) \tag{6.103}$$

Son məntəqədə isə:

$$V_{s.m} = \sum_{i=1}^{k} V_{ism} = \sum_{i=1}^{k} q_{ism}(T_d - T_i) = V_{bm} \ , \tag{6.104}$$

harada ki, $q_{ibm,}$ q_{ism} - uyğun olaraq baş məntəqədə qəbul olunan və realizə olunan i - ci neft məhsulunun həcmidir.

6.12.11. Bütün neft məhsulu kəməri üçün tələb olunan çən parkının cəm həcmi (V) hesablanır:

$$V = 2V_{b.m} = 2V_{s.m} \qquad (6.105)$$

Nəzərə almaq lazımdır ki, $V_{b.m}$ və $V_{s.m}$ hesabı tutumlar boru kəmərinin 2-3 günlük buraxma qabiliyyətindən az olmamalıdır. Yəni,

$$V_{b.m} = V_{sm} \geq (2 \div 3) \cdot 24 \cdot Q_{saat} \qquad (6.106)$$

6.12.12. Əgər son şərt (6.106) ödənilmirsə, onda $V_{b.m}$ və $V_{s.m}$ boru kəmərinin $2 \div 3$ günlük buraxma qabiliyyətinə bərabər tutularaq yenidən bu şərtdən dövrlərin tələb olunan sayı müəyyənləşdirilir:

$$d = \frac{\sum_{i=1}^{k} (Q_{saat})_i (T_p - N_i)}{(2 \div 3) \sum_{i=1}^{k} (Q_{saat})_i} \qquad (6.107)$$

6.12.13. İki ardıcıl nəql olunan *«a»* və *«b»* neft məhsulları üçün, hansılar ki, xassələrinə görə bir-birinə yaxındırlar, onlar üçün «çeşidləmə»dən itkilər olmur. Bu halda dövrlərin sayı əmələ gələn qarışığın tam realizəsi (satışı) şərtindən hesablana bilər:

$$d = \frac{G_a}{\rho_a V_a} \quad \text{və ya} \quad d = \frac{G_b}{\rho_b V_b} \qquad (6.108)$$

burada G_a, G_b-uyğun olaraq il ərzində nəql olunan *«a»* və *«b»* neft məhsullarının ümumi miqdarı; V_a, V_b - uyğun olaraq verilmiş buraxılabilən qatılıqlar həddində əmələ gələn qarışığın realizə olunması üçün tələb olunan «a» və «b» neft məhsulları partiyalarının minimal həcmləridir. Bu həcmlər aşağıdakı ifadələrdən tapılır:

$$V_a = V_{qar} \cdot P_a \cdot \frac{1 - (C_{\text{ачб}} + C_{\text{бча}})}{P_b C_{\text{ачб}} - P_a C_{\text{бча}}} \qquad (6.109)$$

$$V_b = \frac{P_b}{P_a} \cdot V_a \qquad (6.110)$$

harada ki, $C_{ачб}$- «a» məhsulunun *«b»* məhsulu olan çəndə qarışdırılmasının buraxılabilən qatılığı; $C_{бча}$-«b» məhsulunun «a» məhsulu olan çəndə qarışdırılmasının buraxılabilən qatılığı; P_a, P_b-uyğun olaraq il ərzində $(P_a + P_b = 1)$ ümumi nəql həcmində «a» və «b» məhsullarının payları; V_{qar} - bir təmasda mayelər arasında, ayırıcılar tətbiq olunmadan, simmetrik qatılıqlar həddində yaranan qarışığın həcmidir.

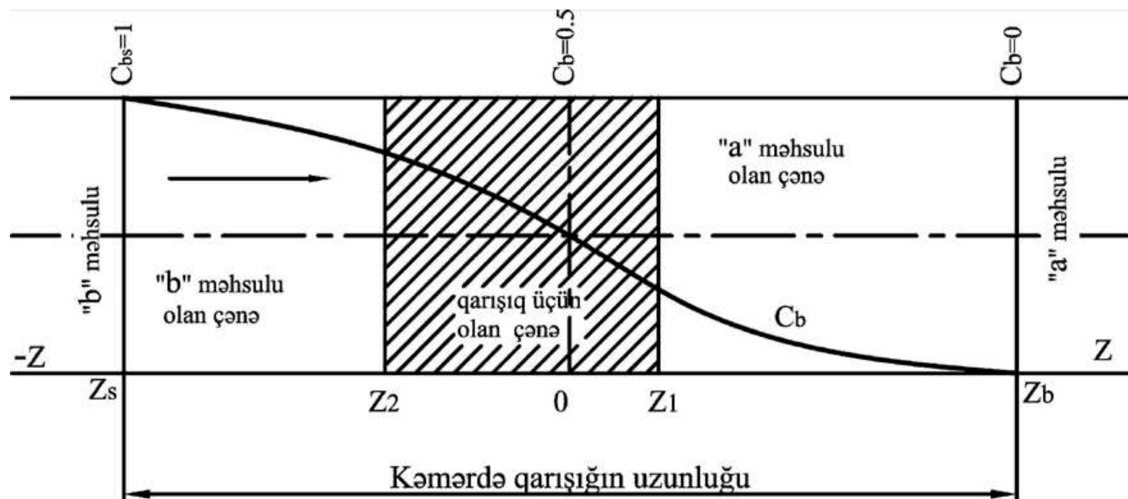
Qeyd etmək lazımdır ki, (6.107) düsturu ilə hesablanan iki dövrlər sayından sonrakı hesablama üçün ən kiçiyi qəbul olunur. V_a və V_b həcmlərinin cəmi yaranan qarışığın tam realizəsi zamanı boru kəmərinin baş və son məntəqlərində çən parklarının minimal buraxılabilən həcmini göstərir. Bu hal atqı və qoşqu xətləri olmayan boru kəmərlərinə aid edilir.

6.12.14. Boru kəmərində ardıcıl nəql zamanı bir təmasda yaranan qarışığın həcmi aşağıdakı kimi təyin edilir:

$$V_{qar} = 2V_{boru}(Z_b - Z_s) \cdot Pe_d^{-0,5}, \qquad (6.111)$$

Burada $V_{boru} = \frac{\pi d^2 L}{4}$ - uzunluğu L, daxili diametri d olan boru kəmərini həcmi;

Z_b, Z_s- uyğun olaraq (şəkil 6.21) «b» məhsulunun qarışığın başlanğıc (C_{bb}) və son (C_{bs}) qatılıqları üçün ehtimal inteqralı arqumentinin qiymətləridir;



Şəkil 6.21. Qarışığın uzunluğu boyu b məhsulunun C_b qatılığının dəyişməsi

Z arqumenti boru kəmərinin son kəsiyindən qarışığın keçmə vaxtından və Peklenin diffuziya parametrindən asılıdır. Axının sürəti, hərəkət rejimləri üzrə hidravliki müqavimət əmsalının məlum düsturlarla hesablanır.

6.12.15. Simmetrik qatılıqlar həddində $(C_a + C_b = 1)$ yaranan qarışığın həcmi təyin edilir. $z_1 = -z_2 = z$ olduğundan

$$V_{qar} = 4V_{boru} Z \cdot Pe^{-0,5} \quad (6.112)$$

6.12.16. Qarışığın uzunluğu boyu qatılığın (C_b) dəyişməsi müəyyən edilir:

$$C_b = 0,5(1 - erfz) \quad (6.113)$$

Bu zaman boru kəmərinin hər bir kəsiyində $(C_a + C_b = 1)$ şərti ödənilir. Ehtimal intiqralının $(erfz)$- in qiyməti isə xüsusi cədvəldən (cədvəl 6.1) tapılır:

6.12.17. Qarışığın «baş» hissəsi, hansı ki, qabaqda gedən «a» məhsulu olan çənə yığmaq olar aşağıdakı kimi tapılır (şəkil 6.22):

$$V_{qar.b} = 2V_{boru}(Z_b - Z_1) \cdot Pe_d^{-0,5} \quad (6.114)$$

Eyni qayda ilə qarışıq zonasının son hissəsi (qarışığın «quyruğu»), hansı ki, arxadan gələn «b» məhsulu olan çənə yığmaq olar, aşağıdakı ifadədən təyin edilir:

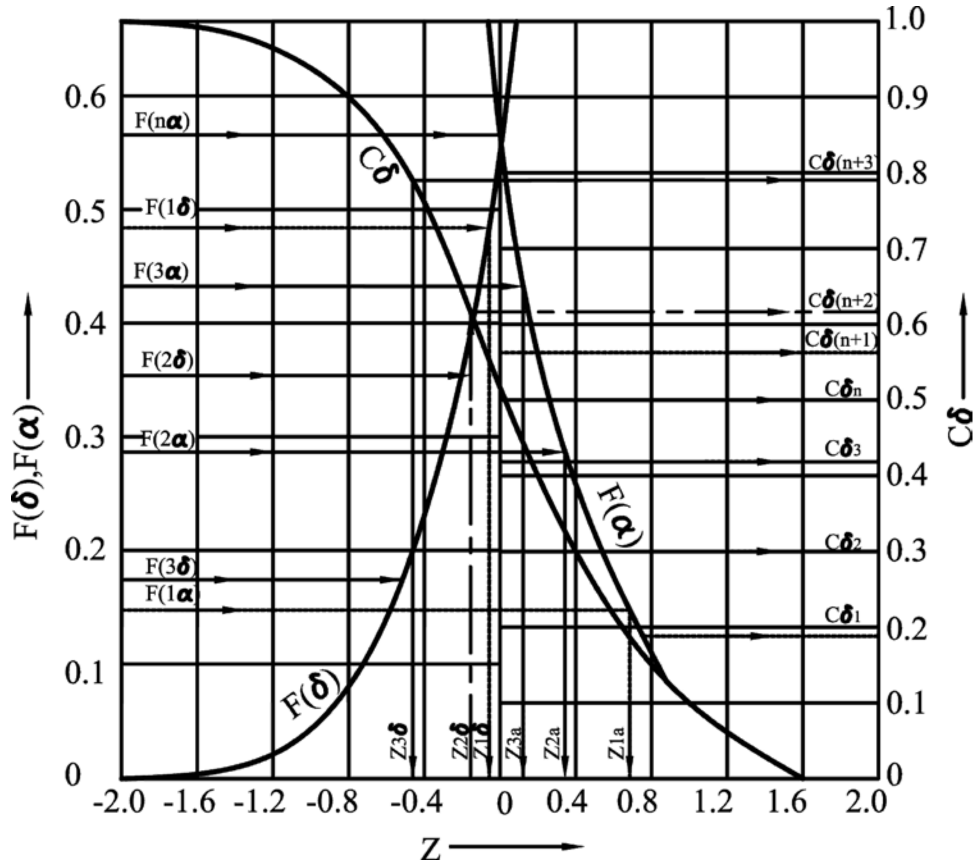
$$V_{qar.q} = 2V_{boru}(Z_2 - Z_s) \cdot Pe_d^{-0,5} \tag{6.115}$$

Bu zaman qarışıq zonasının orta hissəsini ayrı bir çənə yığmaq tələb olunur.

Bu həcm:

$$V_o = 2V_{boru}(Z_1 - Z_2) \cdot Pe_d^{-0,5} \tag{6.116}$$

6.12.8. Boru kəmərində yaranan qarışığın həcmini tapmaq üçün vacib olan z arqumentinin qiyməti cədvəl 6.1-dən C_b qatılığının qiymətindən asılı olaraq təyin edilir. Əgər C_b-nin qiyməti cədvəldə göstərilməyibsə, onda z-in qiymətini xətti interpolyasiya qaydası ilə tapmaq olar. Bu zaman C_{b_1} və C_{b_2}



Şəkil 6.22. Qarışığın çeşidləmədən paylanması üçün nomoqram

qiymətini verməklə (6.113) ifadəsindən:

$$C_{b_1} = 0{,}5(1 - erfz_1); \quad C_{b_2} = 0{,}5(1 - erfz_2)$$

Sonuncu ifadələrdən

$$erfz_1 = 1 - 2C_{b_1} \text{ və } erfz_2 = 1 - 2C_{b_2}$$

olduğunu nəzərə almaqla sözügedən cədvəldən z_1 və z_2- ni taparaq boru kəmərində yaranan qarışığın həcmini yuxarıda qeyd olunan düsturla hesablamaq lazımdır.

6.12.19. Neft məhsullarının ardıcıl nəqli zamanı ən mühüm məsələlərdən biri son məntəqədə yaranan qarışığın qəbul edilməsi və onun realizə olunması, başqa sözlə çənlərə düzgün, itkisiz paylanması məsələsidir. Son məntəqədə təmiz neft məhsulları yerləşdirilmiş ayrı-ayrı çənlər üzrə əmələ gələn qarışığın paylanması üsulları müxtəlifdir. Bu əməliyyat əsasən aşağıdakı variantlar üzrə həyata keçirilir:

- qarışığın çeşidlərə ayrılmadan paylanması. Bu zaman bir növ neft məhsulunun digərinə keçirilməsi olmur. Bu üsul o vaxt mümkündür ki, hər təmasda bərabər olmaqla yarıya bölünsün, yəni qarışdırmanın buraxılabilən qatılıqları sıfra bərabər olmasın. Bu zaman qarışıq zonasının birinci yarısının qəbulu üçün *«a»* çeşidli məhsuldan tələb olunan həcm gərək aşağıda təyin olunan miqdardan az olmasın:

$$V_a = 0{,}564 V_{boru} / \left(Pe_d^{0{,}5} \cdot C_{\text{б.ч.а}}\right) \tag{6.117}$$

Qarışığın ikinci yarısını qəbul etmək üçün isə gərək *«b»* məhsulu aşağıdakı həcmdən az olmasın:

$$V_b = 0{,}564 V_{boru} / \left(Pe_d^{0{,}5} \cdot C_{\text{а.ч.b}}\right) \tag{6.118}$$

• əgər qarışdırmanın buraxılabilən konsentrasiyalarından biri sıfra bərabərdirsə, onda bütün qarışıq bir məhsula göndərilir (bu zaman çeşidləmə vacib deyil). Əgər $C_{\text{а.ч.б}} = 0$ isə, onda bütün qarışıq *«a»* məhsulu yerləşən çənə yönəldilir. Bu zaman *«a»* məhsulunun ehtiyat həcminin aşağıdakı həcmdən az olmaması zəruridir:

$$V_a = 3{,}97 V_{boru} / \left(Pe_d^{\,0,5} \cdot C_{\text{b.ч.a}} \right) \tag{6.119}$$

Əgər $C_{\text{b.ч.a}} = 0$ isə, onda bütün qarışıq *«b»* məhsulu olan çənə yönəldilir ki, bu zaman ehtiyat həcm gərək aşağıdakından çox olsun:

$$V_b = 3{,}97 V_{boru} / \left(Pe^{0,5} \cdot C_{\text{a.ч.b}} \right) \tag{6.120}$$

• qarışığın böyük həcmlərində və nisbətən kiçik həcmli çənlər olduqda son məntəqədə qarışığı «a» və «b» məhsulu olan bir neçə çənlərə paylamaq lazım gəlir. Bu zaman qarışığı çeşidləməklə və yaxud onsuz aparmaq halları mümkündür.

Qarışığın birinci yarısının çeşidləmə aparmadan *«a»* məhsulu olan çənə paylanması (cədvəl 6.1) və (şəkil 6.21)-ə əsasən aşağıdakı tənlik üzrə həyata keçirilir:

$$F_{(ia)} = \frac{V_{ia} \cdot Pe_d^{\,0,5} \cdot C_{\text{б.ч.a}}}{\text{V}_{\text{boru}}} + F[(i-1)a] = \frac{e_{ib}^{-z}}{\sqrt{\pi}} - Z_{ia}(1 - erfZ_{ia}), \tag{6.121}$$

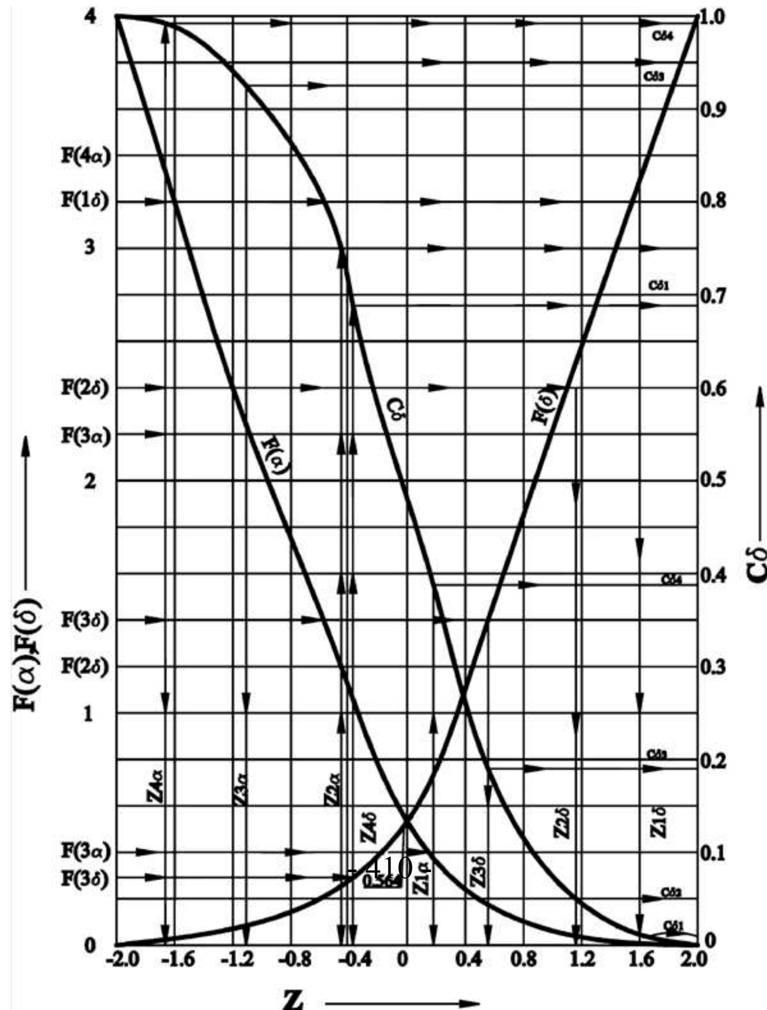
harada ki, V_{ia} - i- ci çəndə «a» məhsulunun həcmi. Birinci çən üçün, hansında ki, *«a»* məhsulu var, $F(0,a) = 0$ (şəkil 6.21) üzrə $Z_{i.a}$ parametri və ona uyğun gələn qatılıq $C_{b.i}$ təyin olunur. (6.111) düsturunda $(Z_b - Z_s)$ ifadəsini $(Z_{i-1} - Z_i)$ ilə əvəz etməklə hər bir çənə qəbul ediləcək qarışığın həcmini təyin etmək olar. Bu zaman $Z_0 = Z_b = 1{,}985$ (6.121) ifadəsinə əsasən ardıcıl olaraq hesablama o vaxta kimi davam etdirilir ki, $F_{ia} \geq 0{,}564$ olsun. Bu o deməkdir ki, qarışığın birinci yarısı *«a»* məhsullu çənə yerləşdirilib, başqa sözlə axırıncı qatılıq

$C_{ib} \geq 0{,}5(Z_{ia} \leq 0)$. Beləliklə, $C_{ib} = 0{,}5$ (yəni $Z_{ia} = 0$) hesab etməklə qarışığın birinci yarısının qalan hissəsini *«a»* məhsulu olan axırıncı i- ci çənə qəbul edirik və qarışığın ikinci yarısını paylamaq üçün axını «b» məhsullu çənlərə çeviririk.

Qarışığın ikinci yarısını «b» məhsullu çənə paylanması aşağıdakı tənlik üzrə aparılır:

$$F_{ib} = F[(i-1),b] - \frac{V_{ib} \cdot Pe_d^{0,5} \cdot C_{\text{ачб}}}{V_{\text{boru}}} = \frac{e^{-z_{ib}^2}}{\sqrt{\pi}} + Z_{ib}(1 + erfZ_{ib}) \qquad (6.122)$$

Burada V_{ib}- i- ci çəndə olan *«b»* məhsulunun həcmidir. Birinci çəndə, hansında ki, «b» məhsulu var, $F[i-1,b] = 0{,}564$. Bu halda müxtəlif çənlər üçün qatılıqların hesablanması cədvəl 6.1 və şəkil 6.23-ə əsasən aparılır. Analoji olaraq *«b»* məhsulu olan çənlərə vurulacaq qarışıqların həcmləri təyin edilir. Əməliyyat qarışığın ikinci yarısının hamısı *«b»* məhsulu olan çənə qəbul edilənə qədər davam etdirilir.



Şəkil 6.23. Qarışığın paylanması üçün nomoqram

Əgər $C_{b.ч.a}$ və $C_{a.ч.б}$ buraxılabilən qatılıqlardan hər hansı biri sıfra bərabər olarsa, onda qarışığın paylanması məhsullardan birinin olduğu çənlər üzrə aparılır və bu zaman çeşidləmə vacib deyil.

Əgər $C_{a.ч.б}=0$, onda bütün qarışıq *«a»* məhsulu olan çənlərə qəbul edilir. Bu zaman çənlər üzrə paylanma $F[0,a]=0$ olduğu halda (6.121) tənliyinə əsasən o vaxta qədər aparılır ki, $F_{(ia)}\geq 3{,}97$ olsun. Qatılıqların ayrılmasının hesablanması cədvəl 6.1 və şəkil 6.23-ə əsasən həyata keçirilir.

Əgər $C_{b.ч.a}=0$, onda bütün qarışıq *«b»* məhsulu olan çənlərə qəbul edilir və çənlər üzrə paylanma $F[0,b]=3{,}97$ olduqda (6.121) tənliyinə əsasən o vaxta kimi aparılır ki, $F_{(ib)}=0$ olsun. Bu zaman qatılıqların ayrılmasının hesablanması cədvəl 6.1-ə və şəkil 6.23-ə əsasən aparılır (qırıq-qırıq xətlər).

- ola bilsin ki, son məntəqədə «a» və «b» təmiz neft məhsullarının ehtiyatı azdır, onda qarışığın orta hisssini ayrı çənə qəbul etmək zərurəti yaranır və bu zaman ilkin məhsullar toplandıqca qarışıq paylanır. Bu zaman qarışığın «baş» hissəsinə uyğun gələn qatılıq (cədvəl 6.1), (şəkil 6.22) və ya (şəkil 6.23) - ə əsasən aşağıdakı tənliyə görə təyin edilir:

$$F_{(a)}=\frac{V_a Pe_d^{\,0,5}\cdot C_{б.ч.a}}{V_{boru}}=\frac{e^{-z_h^b}}{\sqrt{\pi}}-Z_{b.h}(1-erfZ_{b.h}) \qquad (6.123)$$

Qarışığın «quyruq» hissəsinə uyğun qatılığının hesablanması üçün tətbiq olunan tənlik:

$$F_{(b)} = \frac{V_b Pe_d^{\;0,5} \cdot C_{\text{б.ч.а}}}{\text{V}_{\text{boru}}} = \frac{e^{-z_h^b}}{\sqrt{\pi}} + Z_q(1 + erfz_q)\,, \tag{6.124}$$

burada V_a və V_b - uyğun olaraq qarışığın «baş» hissəsi və «quyruğu»nun qəbul edilməsi üçün «a» və «b» məhsullarının həcmləridir.

Bu hal üçün ayrı bir çənə qəbul edilən qarışığın həcmi (V_0);

$$V_0 = 2V_{boru} \cdot Pe_d^{\;0,5}(Z_{q.b} - Z_s)$$

Qeyd etmək lazımdır ki, bu varianta görə buraxılabilən qatılıqlardan birinin sıfra bərabər olması halı da mümkündür ($C_{\text{b.ч.a}} = 0$ və ya $C_{\text{a.ч.б}} = 0$). Bu halda hesablama üçün bir tənlik istifadə olunacaqdır. Belə ki, $C_{\text{b.ч.a}} = 0$ olduqda (6.123) ifadəsi $(C_b \cong 0)$, $C_{a\text{чb}} = 0$ olduqda isə hesablama üçün (6.124) tənliyi qəbul ediləcəkdir ($C_b \cong 1$). Ayrı çənə qəbul edilən qarışığın həcmini təyin etmək üçün $Z_{q.b} = Z_s = 1{,}985$ ($C_{\text{b.ч.a}} = 0$ olduqda) və ya $Z_q = Z_s - 1{,}985$ ($C_{\text{a.ч.b}} = 0$ olduqda) qəbul etmək lazımdır.

- qarışığın iki yerə (bir qayda olaraq bərabər olmaqla) bölünməsi. Bu zaman $Z_{q.b} = Z_s = Z$ qəbul etməklə, (6.124) tənliyindən (6.123) tənliyini çıxmaqla alırıq:

$$F_{(b)} - F_{(a)} = \frac{V_b Pe_d^{\;0,5} \cdot C_{\text{a.ч.b}}}{\text{V}_{\text{boru}}} - \frac{V_a Pe_d^{\;0,5} \cdot C_{\text{б.ч.a}}}{V_{boru}} = 2Z \tag{6.125}$$

Daha sonra (şəkil 6.22) və ya (şəkil 6.23) qrafiklərindən, yaxud (6.113) düsturuna əsasən qarışığı iki hissəyə bölən C_b qatılığını tapırıq. Bu zaman əgər tapılan qiymət $(1{,}985 \div -1{,}985)$ intervalından kənara çıxarsa, onda qarışığın hamısı bir neft məhsulu kimi qəbul oluna bilər. Bu zaman $Z > 1{,}985$ olarsa, qarışıq «b» məhsulu kimi, $Z < -1{,}985$ olduqda isə – «a» məhsulu kimi qəbul edilir.

6.12.20. Ayrı çənə qəbul edilən qarışığın realizə olunması təmiz neft məhsullarının ehtiyat keyfiyyətinə əsasən həyata keçirilir. Əgər $V_{\text{ч.а}}$ miqdarında «a» məhsulu varsa, onda ehtiyat keyfiyyətə görə ona aşağıdakı həcmdə qarışıq əlavə etmək olar.

$$V_{q.a} = \frac{C_{\text{б.ч.а}} \cdot V_{\text{ч.а}}}{C_{b_{or}}} \tag{6.126}$$

Bu zaman aşağıdakı həcmdə qarışıq qəbul edilməmiş olacaqdır:

$$V_{q.b} = V_0 - V_{q.a} \tag{6.127}$$

Onda qarışığın paylanması üçün *«b»* məhsulundan aşağıdakı miqdarda həcm lazım olacaqdır:

$$V_{\text{ч}.b} = \frac{C_{a_{or}} \cdot V_{\text{q.b}}}{C_{\text{а.ч.b}}}\ , \tag{6.128}$$

harada ki, $C_{a_{or}}$, $C_{b_{or}}$ - qarışıqda *«a»* və *«b»* məhsulunun orta qatılıqlarıdır. Bu orta qiymətlər qarışığın və təmiz neft məhsullarının sıxlıqlarına əsasən aşağıdakı kimi tapılır:

$$C_{a_{or}} = \frac{\rho_q - \rho_b}{\rho_a - \rho_b} \tag{6.129}$$

$$C_{a_{bor}} = 1 - C_{a_{or}} = \frac{\rho_a - \rho_q}{\rho_a - \rho_b} \tag{6.130}$$

6.12.21. Qarışığın sıxlığını ölçmək və ya aşağıda göstərilən ifadələrdən birinin köməyi ilə hesablamaq olar:

İki ixtiyari Z_1 və Z_2 kəsikləri arasında qarışığın sıxlığı:

$$\rho_q = \frac{\rho_a + \rho_b}{2} + \frac{\rho_a - \rho_b}{2}\left[Z_1 erfz_1 - Z_2 erfz_2 + \frac{e^{-z_1^2} - e^{z_2^2}}{\sqrt{\pi}}\right] \tag{6.131}$$

Simmetrik qatılıqlar üçün $(Z_1 = Z_2)$ kəsikləri arasında qarışığın sıxlığı orta arifmetik qiymətə əsasən tapılır:

$$\rho_q = \frac{\rho_a + \rho_b}{2} \qquad (6.132)$$

Qarışığın birinci yarısının sıxlığı:

$$\rho_q = \frac{\rho_a + \rho_b}{2} + 0{,}358(\rho_a - \rho_b) \qquad (6.133)$$

Qarışığın ikinci yarısının sıxlığı:

$$\rho_q = \frac{\rho_a + \rho_b}{2} - 0{,}358(\rho_a - \rho_b) \qquad (6.134)$$

Qeyd etmək lazımdır ki, yuxarıda göstərilən və əmələ gələn qarışığın həcmini hesablamağa imkan verən düsturlar özlülüklərin $\nu_{аь}/\nu_{йцн}$<5 nisbətində düzgün nəticələr verir. Əks halda yaxşı olardı ki, $2Pe^{-0,5} = Pe_{аь}^{-0,5} + Pe_{йцн}^{-0,5}$ ortalaşmasından istifadə olunsun və qarışığın həcmini tapmaq üçün Pekle parametrinin orta qiymətindən istifadə edilsin.

6.13. Neft məhsullarının ardıcıl nəqlinin hesablanmasına aid nümunə

6.13.1. Hesablanma üçün ilkin verilənlər:

40% dizel yanacağı, 30% reaktiv yanacaq və 30% avtomobil benzinini nəql edən boru kəmərinin hesablanması tələb olunur. Boru kəmərinin cəm buraxma qabiliyyəti $G = 8 \cdot 10^6 \ t/il$ - dir. Boru kəmərinin uzunluğu L=900 km-

dir. Başlanğıcdan $l = 300\ km$ məsafədə 10% dizel yanacağı, 5% benzin götürülür (illik buraxma qabiliyyətindən). Boru kəmərinin başlanğıc və son nöqtələrinin səviyyələr fərqi $-0{,}8m$ (borunun yuxarı doğuranına kimi). Nəql olunan neft məhsullarının xarakteristikaları aşağıdakılardır:

dizel yanacağı: $\rho_{293} = 835kq/m^3$; $\nu_{273} = 11\cdot10^{-6}m^2/s$ və $\nu_{293} = 6\cdot10^{-6}m^2/s.$;

avtomobil benzini: $\rho_{293} = 730kq/m^3$; $\nu_{273} = 0{,}95\cdot10^{-6}m^2/s.$ və $\nu_{293} = 0{,}75\cdot10^{-6}m^2/s.$

reaktiv yanacağı: $\rho_{293} = 800kq/m^3$; $\nu_{273} = 2{,}5\cdot10^{6}m^2/s.$ və $\nu_{293} = 1{,}25\cdot10^{6}m^2/s.$

6.13.2. Ardıcıl nəql zamanı boru kəmərinin texnoloji hesablanması

Boru kəmərinin texnoloji hesablanmasının aparılması, başqa sözlə borunun diametrinin, nasos stansiyalarının sayının, nasos - güc qurğularının seçilməsi, baş nasos stansiyasında, atqı və son məntəqələri də çənlər parkının zəruri sayının (tutumunun) tapılması dövrlərin, optimal sayının təyin edilməsi, qarışığın həcmi və bölünməsi texnologiyası və həmçinin nəql olunmanın maya dəyərinin müəyyən edilməsi tələb olunur.

- hesablanmanın şərtinə əsasən $l = 300km$ məsafədəki atqının həcminin böyük olmadığını nəzərə alıb, boru kəmərinin bütün uzunluğu boyu kəmərin diametrini $530\times8{,}5mm$ qəbul edirik. Boru kəmərinin basdırılması dərinliyində torpağın orta illik temperaturunu $282K$ qəbul edək. Bu temperatura uyğun olaraq neft məhsulunun sıxlığını

$$\rho_r = \rho_{293} + \xi(293 - T)$$

düsturu ilə tapırıq.

Cədvələ əsasən $\xi = 0{,}765\frac{1}{k}$ olduğunu nəzərə alsaq, onda:

$$\rho_{d,y} = 835 + 0{,}765(293 - 282) = 843 kq/m^3$$

Eyni ilə digər məhsullar üçün $\rho_b = 745 kq/m^3$; $\rho_{ry} = 809 kq/m^3$ tapırıq.

Viskoqramın dikliyi əmsalı (U) ardıcıl nəql olunan hər üç məhsul üçün,

$$U_{dy} = \frac{1}{T - T_*} \cdot \ln\frac{\nu_*}{\nu_1} = \frac{1}{293 - 273}\ln\frac{11}{6} = 0{,}0303\frac{1}{K};$$

$$U_b = 0{,}0118\frac{1}{K}; \quad U_{ry} = 0{,}0347\frac{1}{K}$$

olacaqdır.

- orta illik temperatur üçün kinematik özlülüyü Reynolds– Filonov düsturuna əsasən hesablamaq olar:

$$\nu = \nu_* \exp[-U(T - T_*)]$$

$$\nu_{dy} = 6 \cdot 10^{-6} \exp[-0{,}0303(282 - 293)] = 8{,}37 \cdot 10^{-6} \ m^2/san$$

$$\nu_b = 0{,}854 \cdot 10^{-6} \ m^2/s.; \qquad \nu_{r.,y,} = 1{,}83 \cdot 10^{-6} \ m^2/s.$$

- nəql olunan neft məhsullarının illik həcmini hər neft məhsulu üçün verilmiş faizlərə görə tapırıq:

$$Q_{dy} = \frac{8 \cdot 10^6 \cdot 0{,}4 \cdot 10^3}{843} = 3{,}796 \cdot 10^6 \quad m^3/il$$

$$Q_b = 3{,}22 \cdot 10^6 \ m^3/il; \qquad Q_{ry} = 1{,}83 \cdot 10^6 \ m^3/il;$$

- birinci sahədə (atqı xəttinə kimi) boru kəmərinin orta gündəlik cəm buraxma qabiliyyətini hesablayırıq:

$$q_{or} = \frac{3{,}796 + 2{,}967 + 3{,}221}{350 \cdot 24 \cdot 3600} \cdot 10^6 = 28526 \ m^3/\text{эцн} = 0{,}33\,\text{m}^3/san$$

- boru kəmərinin trasının $300 km$-dən götürülən neft məhsulunun orta illik həcmini təyin edirik:

$$Q_{dy..\text{op}} = 0{,}1 \cdot 3{,}796 \cdot 10^6 = 3{,}796 \cdot 10^5 \ m^3/il$$

$$Q_{b..op} = 0,05 \cdot 3,221 \cdot 10^6 = 1,6105 \cdot 10^5 \quad m^3/il$$

Həmin məsafədə neft məhsullarının orta gündəlik atqısı;

$$q_{dy.op} = \frac{3,796 \cdot 10^5}{350} = 1084,6 \quad m^3/\text{эцн}$$

$$q_{b.op} = \frac{1,6105 \cdot 10^5}{350} = 460,1 \quad m^3/\text{эцн}$$

- kəmərin hidravliki hesablanmasını özlülüyü daha çox olan neft məhsulu -dizel yanacağı üçün aparırıq. Bundan sonra hesablamada 1-indeksini boru kəmərinin birinci sahəsinə (atqı xəttinə kimi), 2 indeksini isə ikinci sahəyə (atqı xəttindən sonrakı sahəyə) aid edəcəyik.

Əvvəlcə dizel yanacağı üçün axının orta sürətini təyin edək. Kəmərin daxili diametri $d = 530 - 2 \cdot 8,5 = 513 \ mm$ olduğu üçün sahələr üzrə orta sürət

$$w_1 = \frac{4 \cdot q_{or}}{\pi \cdot d^2} = \frac{4 \cdot 0,33}{3,14 \cdot (0,513)^2} = 1,6 \ m/s.; \qquad w_2 = 1,51 \ m/s$$

- Reynolds ədədini tapaq:

$$\mathrm{Re}_1 = \frac{w_1 \cdot d}{\nu_{dy}} = \frac{1,6 \cdot 0,513}{8,37 \cdot 10^6} = 98064; \qquad \mathrm{Re}_2 = 92548$$

- göründüyü kimi axın rejimi turbulentdir. Hidravliki sürtünmə zonasını təyin edək. Boru kəmərinin daxili səthinin mütləq kələ-kötürlüyünü $k_e = 0,15 mm$ qəbul edirik, onda nisbi kələ-kötürlülük

$$\varepsilon = \frac{2k_e}{D} = \frac{2 \cdot 0,15}{513} = 0,000585$$

Reynolds ədədinin birinci keçid qiymətini hesablayaq:

$$\mathrm{Re}_I = \frac{10}{\varepsilon} = \frac{10}{0,000585} = 17094$$

$\mathrm{Re} > \mathrm{Re}_1$ olduğundan, onda Re_{II} həddini yoxlamaq lazımdır.

$$\mathrm{Re}_{II} = \frac{500}{\varepsilon} = \frac{500}{0,000585} = 854700$$

Beləliklə, $Re_1 < Re < Re_{II}$ olduğundan turbulent hərəkət rejiminin qarışıq sürtünmə zonasını alırıq. Ona görə də hidravliki müqavimət əmsalını Altşul düsturuna əsasən təyin edirik.

$$\lambda_1 = 0{,}11\left(\varepsilon + \frac{68}{Re_1}\right)^{0,25} = 0{,}11\left(0{,}000585 + \frac{68}{98064}\right)^{0,25} = 0{,}0208$$

$$\lambda_2 = 0{,}11\left(0{,}000585 + \frac{68}{92548}\right)^{0,25} = 0{,}0210$$

- sürtünməyə sərf olunan basqı itkisini Blazius düsturuna əsasən hesablayırıq.

$$h_1 = \lambda_1 \frac{L}{D} \cdot \frac{W_1^2}{2g} = 0{,}0208 \frac{3 \cdot 10^5}{0{,}513} \cdot \frac{1{,}6^2}{2 \cdot 9{,}81} = 1587 \ m$$

$$h_2 = 0{,}021 \cdot \frac{6 \cdot 10^5}{0{,}513} \cdot \frac{1{,}51^2}{2 \cdot 9{,}81} = 2854 \ m$$

- yerli müqavimət itkilərini və geodezik səviyyələr fərqini də nəzərə alsaq boru kəmərində cəm basqı itkiləri aşağıdakı kimi olacaqdır:

$$H = 1{,}01(2854 + 1587) + 150 = 4635 \ m$$

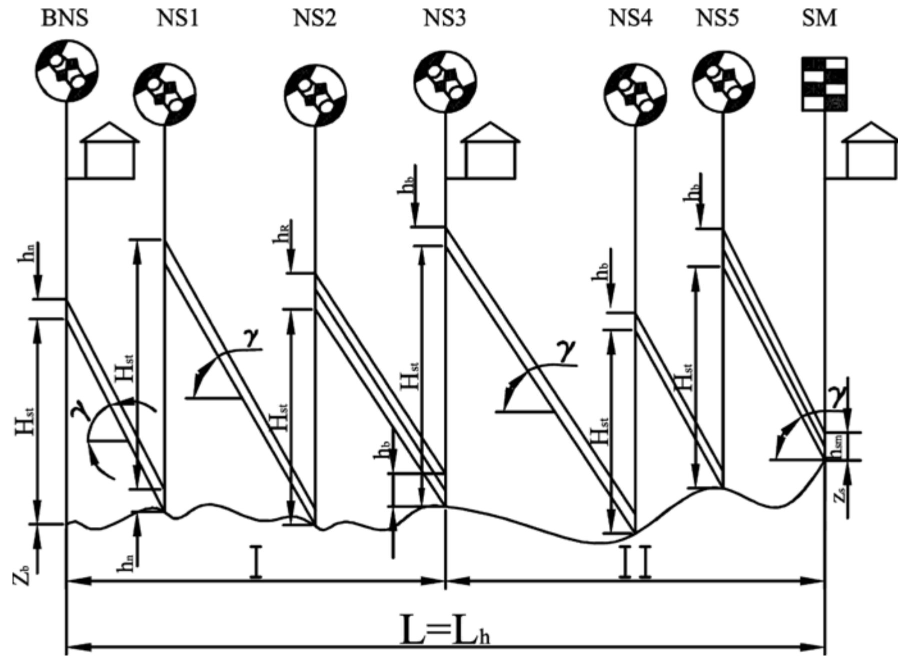
- məlumdur ki, nasos stansiyasının yaratdığı maksimal mümkün olan təzyiq $6{,}57 MPa$-a brabərdir. Sonrakı stansiyadakı köməkçi (basqı altı) təzyiq $0{,}17 MPa$-dan az olmamalıdır. Onda stansiyadakı hesabat basqısını $H_{st} = H_1 - H_2 = \frac{P_1 - P_2}{\rho \cdot g}$ düsturuna əsasən təyin edirik:

$$H_{st} = \frac{6{,}57 - 0{,}17}{843 \cdot 9{,}81} \cdot 10^6 = 774 m$$

- nasos stansiyalarının zəruri sayını aşağıdakı kimi təyin edirik:

$$n = \frac{H}{H_{st}} = \frac{4635}{774} = 6$$

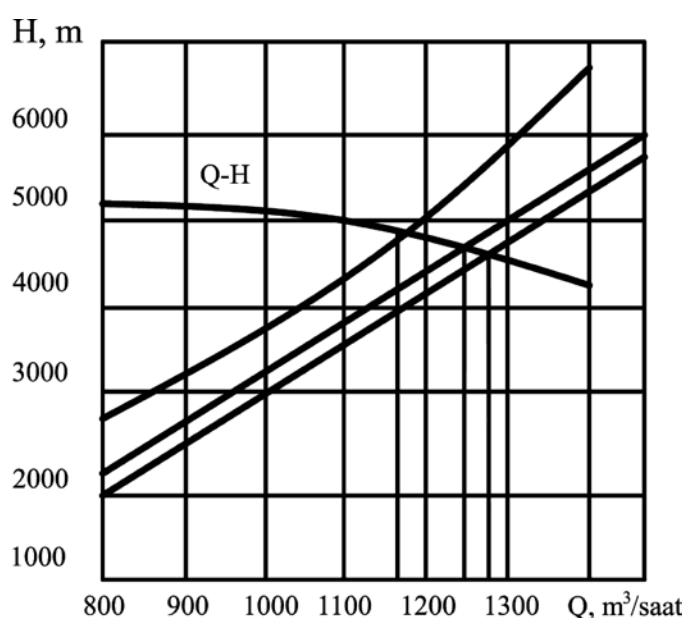
- nasos stansiyalarının kəmərin trası boyu yerləşdirilməsi şəkil 6.24-də göstərilib.



Şəkil 6.24. Nasos stansiya kəmərin trası boyu yerləşdirilməsi

- neft məhsullarının məlum sərfinə və basqıya əsasən cədvəl 6.3 və cədvəl 6.4-dən nasos qurğusunu seçirik. Bu göstəricilərə əsasən daha əlverişli nasos *NM-1250-260* $(Q = 0{,}347 m^3/s;\ N = 260 m)$ uyğun gəlir. Hər bir stansiyada üç işləyən və bir ehtiyat nasosu quraşdırırıq və onları ardıcıl birləşdirirk. Gücü 1250 kVt olan *CTD* tipli elektrik mühərriki nasos ilə eyni dəstdə olur. Bu nasosların mümkün kavitasiya ehtiyatı $20m$, faydalı iş əmsalı isə *84%*-dir. Baş stansiyada 14 *NDCN* tipli $\left(Q = 0{,}222 \div 0{,}333 m^3/s;\ N_{кюм} = 30 \div 40 m\right)$ nasos quraşdırılır. Neft məhsullarının kinematik özlülükləri kiçik olduğundan, nasosların xarakteristikalarının təzədən onlara görə hesablanmasını aparmamaq da olar.

Boru kəmərinin faktiki buraxma qabiliyyətini və işçi təzyiqini təyin etmək üçün (hər bir neft məhsulu üzrə) boru kəməri və nasos stansiyasının birgə xarakteristikasını qururuq. Boru kəmərinin xarakteristikasını qurmaq üçün, hidravliki hesabatın nəticələrinə əsasən dizel yanacağı, reaktiv yanacaq və avtomobil benzininin nəqli üçün sürtünməyə sərf olunan basqı itkilərini xarakterizə edən əyriləri çəkirik. Bütün nasos stansiyalarının (NM-1250-260 tipli 18 işçi nasoslar və $N_{кюм} = 40m$-lik köməkçi nasos) Q-H xarakteristikalarının boru kəmərinin xarakteristikaları ilə kəsişmə nöqtələri ayrı-ayrı məhsullar üçün işçi nöqtələrini verir (şəkil 6.25).



Şəkil 6.25. Boru kəmərləri və nasos stansiyalarının birgə xarakteristikası

Birgə xarakteristikaya əsasən neft mhsullarının faktiki sərfini təyin edirik: $q_{dy} = 1175 m^3/saat;\ q_{ry} = 1245 m^3/saat;\ q_v = 1260 m^3/saat.$

- hər bir neft məhsulunun nəql olunma günlərinin sayını təyin edirik.

$$N_{d.y} = \frac{Q_{dy}}{24 \cdot q_{dy}} = \frac{3{,}796 \cdot 106}{1175 \cdot 24} = 134{,}6 \text{ gün}$$

$$N_b = \frac{3{,}221 \cdot 10^6}{1760 \cdot 24} = 106{,}5 \text{ gün}$$

$$N_{r.y} = \frac{2{,}967 \cdot 10^6}{1245 \cdot 24} = 99{,}3 \text{ gün}$$

$$\sum N_i = 134{,}6 + 99{,}3 + 106{,}5 = 340{,}4 \text{ gün}$$

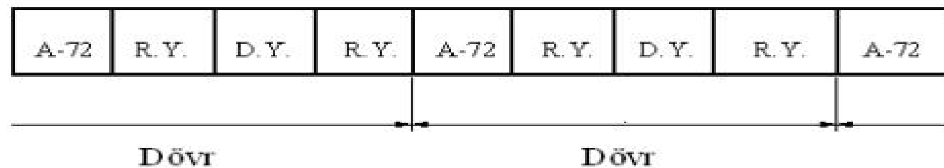
Göründüyü kimi, nəql olunma günlərinin cəmi hesablanmış günlərdən artıq deyildir ($340{,}4 < 350$). Yəni, (6.92) şərti ödənilir.

- neft məhsullarının boru kəmərində faktiki saniyəlik sürətini tapırıq:

$$\upsilon_{d.y} = \frac{4 \cdot q_{dy}}{\pi \cdot d^2} = \frac{4 \cdot 1175}{3{,}14 \cdot 0{,}513^2 \cdot 3600} = 1{,}58 \ m/san$$

$$\upsilon_b = 1{,}7 \ m/san; \quad \upsilon_{r.y} = 1{,}68 m/san.$$

- maksimum buraxılabilən qatılıqlar cədvəlinə əsasən neft məhsullarının birinin digərində mümkün qatılığını seçək: reaktiv yanacağın benzində -3 %, dizel yanacağında -1 %; benzinin reaktiv yanacaqda -0%, dizel yanacağında - 0%, dizel yanacağının benzində - 0,5 %, reaktiv yanacaqda -1 %. Neft məhsullarının ardıcıl nəqlolunma dövrləri şəkil 6.26 -da göstərilmişdir.



Şəkil 6.26. Neft məhsullarının nəqlolunma dövrləri

Bir dövrdə benzin ilə reaktiv yanacağın bir təması və dizel yanacağı ilə reaktiv yanacağın iki təması baş verir.

- neft məhsullarının təmas zonalarını arı-ayrılıqda araşdıraq:

a) reaktiv yanacaq ilə dizel yanacağının təması.

Qoşa neft məhsullarının kinematik özlülüklərinin nisbəti 5-dən kiçik olduğundan məhsulların qarışma hesablanmasını orta parametrlərə görə aparırıq. Qoşa neft məhsullarını orta axın sürətini tapaq:

$$\upsilon_{or} = \frac{\upsilon_{d.y} + \upsilon_{r.y}}{2} = \frac{1,58 + 1,68}{2} = 1,63 \;\; m/s$$

Təmasda olan iki neft məhsulunun (ağır və yüngül) orta kinematik özlülüyünü $\nu_{or} = \dfrac{3\nu_{йцн} + \nu_{аь}}{4}$ düsturu ilə təyin edirik:

$$\nu_{or} = \frac{3 \cdot \nu_{r.y} + \nu_{d.y}}{4} = \frac{3 \cdot 1,83 + 8,37}{4} \cdot 10^{-6} = 3,465 \cdot 10^{-6} \;\; m^2/s$$

Reynolds ədədinin orta qiymətini hesablayırıq:

$$\mathrm{Re}_{or} = \frac{\upsilon_{or} \cdot d}{\nu_{or}} = \frac{1,63 \cdot 0,513}{3,465 \cdot 10^{-4}} = 241300$$

Hidravliki müqavimət əmsalını qarışıq sürtünmə zonası üçün Altşul düsturuna əsasən tapırıq:

$$\lambda = 0,11\left(\varepsilon + \frac{68}{\mathrm{Re}}\right)^{0,25} = 0,11\left(0,000585 + \frac{68}{241300}\right)^{0,25} = 0,01887$$

Turbulent diffuziya əmsalını Neçval-Yablonski düsturuna əsasən təyin edirik:

$$D_t = 28,7 \cdot \nu_{or} \cdot (\mathrm{Re}_{or} \cdot \sqrt{\lambda})^{0,755} = 28,7 \cdot 3,465 \cdot 10^{-6}\left(241300 \cdot \sqrt{0,01887}\right)^{0,755} =$$
$$= 0,2574 \;\; m^2/s$$

Peklenin diffuziya parametrini təyin edək:

$$Pe_d = \frac{\upsilon_{or} \cdot L}{D_t} = \frac{1,63 \cdot 9 \cdot 10^5}{0,2574} = 5,7 \cdot 10^6$$

Boru kəmərində dizel yanacağının atqısının hidravliki parametrlərə təsirini yoxlayaq.

Atqı məntəqəsindən sonra dizel yanacağının faktiki sürəti;

$$\upsilon_{d.y} = \frac{4 \cdot 1130}{3,14 \cdot 0,513^2 \cdot 3600} = 1,52 \;\; m/san$$

İki neft məhsullarının nəql olunmasının orta sürəti;

$$\upsilon_{or} = \frac{1,52 + 1,68}{2} = 1,6 \ \ m/san$$

Reynolds ədədinin orta qiyməti;

$$\mathrm{Re}_{or} = \frac{1,6 \cdot 0,513}{3,465 \cdot 10^{-4}} = 2,369 \cdot 10^{5}$$

Hidravliki müqavimət əmsalı;

$$\lambda_2 = 0,11\left(0,000585 + \frac{68}{2,369} \cdot 10^{-5}\right)^{0,25} = 0,01890$$

Turbulent diffuziya əmsalı:

$$D_t = 28,7 \cdot 3,465 \cdot 10^{-6}\left(236900 \cdot \sqrt{0,0189}\right)^{0,765} = 0,254 \ \ m^2/s$$

Peklenin diffuziya əmsalı;

$$Pe_{d.qar} = \frac{1,6 \cdot 9 \cdot 10^{5}}{0,254} = 5,67 \cdot 10^{6}$$

- beləliklə, hesablamalardan göründüyü kimi verilmiş həcmdə atqı praktiki olaraq nə hidravliki parametrlərə, nə də qarışığın yaranma prosesinə təsir etmir. Ona görə də sonrakı hesabatları boru kəmərinin tam uzunluğu üçün aparmaq olar.

Boru kəmərinin həcmi:

$$V_{boru} = \frac{\pi \cdot d^2 \cdot L}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,513^2}{4} \cdot 9 \cdot 10^5 = 1,86 \cdot 10^5 \quad m^3$$

- Tutaq ki, boru kəmərinin başlanğıc, son və aralıq məntəqələri PBC-5000 tipli çənlərlə təchiz edilmişlər. Ardıcıl nəqli həyata keçirmək üçün lazım olan çənlərin sayını tapmaq üçün əvvəlcə (6.31)-düsturlarına əsasən ξ_a və ξ_b parametrlərini hesablayaq.

Çənin doldurulması əmsalını 0,95 qəbul edərək $\mathrm{B}_{ч.а} = \mathrm{B}_{ч.б} = 5000 \cdot 0,95 = 4750 \ \ m^3$ olduğunu nəzərə alsaq

$$\xi_a = \xi_b = \frac{4750 \cdot 5,7 \cdot 10^6}{2 \cdot 1,86 \cdot 10^6} = 30,5$$

ξ_a, ξ_b-parametrləri və buraxılabilən konsentrasiyaları $C_{б.ч.а} = 1\%$ (reaktiv yanacaqda dizel yanacağının qatılıqları) və $C_{ан.b} = 1\%$ (dizel yanacağında

reaktiv yanacağın qatılığı) nəzərə alıb, ani ayırma qatılıqları C_{a_1} və C_{a_2} həmçinin z_1 və z_2 parametrlərini qrafik-nomoqramadan (şəkil6.8) tapırıq:

$$C_{\text{ан.b}} = 1\% \text{ və } \xi_a = 30{,}5 \text{ üçün } C_{a_1} = 48\%, \quad z_1 = -0{,}097$$

$C_{a_1} < C_{a_2}$ olduğundan boru kəmərində yaranan bütün qarışığı təmiz neft məhsullu çənlərə qəbul etmək olar. Bir çəndən digərinə keçid ani qatılıqlar C_{a_1} və C_{a_2} arasında yerinə yetirmək olar, yəni 48- dən 52 %-ə kimi.

b) avtomobil benzini ilə reaktiv yanacağının təması.

Bu iki neft məhsulu üçün a) halına uyğun olaraq aşağıdakıları tapırıq:

Orta hərəkət sürətini;

$$\upsilon_{or} = 0{,}5(1{,}68 + 1{,}7) = 1{,}69 \ m/s$$

Orta kinematik özlülüyü;

$$\upsilon_{or} = \frac{3 \cdot 0{,}854 + 1{,}83}{4} \cdot 10^{-6} = 1{,}098 \cdot 10^{-6} \ m^2/s$$

Reynolds ədədinin orta qiymətini;

$$\mathrm{Re}_{or} = \frac{1{,}69 \cdot 0{,}513}{1{,}098 \cdot 10^{-6}} = 789600$$

Hidravliki müqavimət əmsalını;

$$\lambda = 0{,}11\left(0{,}000585 + \frac{68}{7{,}896} \cdot 10^{6}\right)^{0,25} = 0{,}0177$$

Turbulent diffuziya əmsalını:

$$D_t = 28{,}7 \cdot 1{,}098 \cdot 10^{-6}\left(789600 \cdot \sqrt{0{,}0177}\right)^{0,755} = 0{,}195 \ m^2/s$$

Peklenin diffuziya parametrini və ξ_a, ξ_b parametrlərini hesablayırıq:

$$Pe_d = \frac{1{,}69 \cdot 9 \cdot 10^{5}}{0{,}195} = 7{,}8 \cdot 10^{6}$$

$$\xi_a = \xi_b = \frac{4750 \cdot 7{,}8 \cdot 10^{6}}{2 \cdot 1{,}86 \cdot 10^{6}} = 35{,}7$$

Buraxılabilən qatılıqlar $C_{б.ч.а} = 0$ (reaktiv yanacaqda benzin) və $C_{ач.b} = 3\%$ (benzində reaktiv yanacaq) və ξ_a, ξ_b parametrlərinə əsasən qrafikdən ani ayrılma qatılıqları C_{a_1}, C_{a_2} həmçinin z_1 və z_2 parametrlərini təyin edirik. Reaktiv yanacaqda benzinin qatılığı yolverilməz olduğundan qarışıq zonasının son məntəqəyə çatan anında qarışığın reaktiv yanacağı çəninə axıdılması dayandırılır. Bu məqsədlə son məntəqədə siyirtmələrin dəyişdirilməsini o zaman həyata keçirmək lazımdır ki, həssaslıq dərəcəsi $1-2\%$ olan ardıcıl nəqlə nəzarət cihazları qarışığın yaxınlaşmasını göstərmiş olsunlar. Ona görə də, $C_{a_1} = 99 \div 98\%$ olur. Belə ani qatılıqlara uyğun z_1 parametrinin qiymətini $C_a = 0{,}5[1 + F(z)]$; $C_b = 0{,}5[1 - F(z)]$ düsturlarına əsasən tapırıq:

$0{,}98 = 0{,}5[1 + F(z_1)]$, buradan $F(z_1) = 0{,}96$ və ehtimal inteqralları cədvəlinə əsasən $z_1 = 1{,}452$ təyin edirik. $C_{a.r.b} = 3\%$ və $\xi_b = 35{,}7$ üçün qrafikdən, $C_{a_2} = 98\%$, $z_1 = 1{,}11$ olduğunu tapırıq. Ani qatılıqların (C_{a_1} və C_{a_2}) müqayisəsindən alırıq ki, yaranan qarışığın hamısını benzin çəninə qəbul etmək olar. Beləliklə, bu iki neft məhsulları üçün qarışığın qəbul edən əlavə çənin tikilməsinə ehtiyac olmur.

- nəqlolunma günlərinin faktiki sayını (T=340,4 gün) nəzərə alaraq nəqlolunma dövrlərinin sayını

$$D_0 = \frac{\sum_{i=1}^{m} Q_i (T - N_i)}{(2 \div 3)\sum_{i=1}^{m} Q_i}$$

düsturuna əsasən tapırıq.

$$D_0 = \frac{3{,}796(340 - 134{,}6) + 2{,}967(340{,}4 - 99{,}3) + 3{,}221(340{,}4 - 106{,}5)}{3(3{,}796 + 2{,}967 + 3{,}221)} = 75{,}1$$

Hər dövrün davam etmə müddətini isə $T_d = \frac{D}{D_0}$ - düsturuna əsasən tapırıq.

$$T_d = \frac{340{,}4}{75{,}1} = 4{,}532 \text{ gün}$$

- hər bir neft məhsulunun nəqlolunma vaxtını tapaq:

$$\tau_{d.y} = \frac{N_i}{D_0} = \frac{134{,}6}{75{,}1} = 1{,}792 \quad \text{gün;} \qquad \tau_{r.y} = \frac{99{,}3}{75{,}1} = 1{,}322 \quad \text{gün;}$$

$$\tau_b = \frac{106{,}5}{75{,}1} = 1{,}418 \text{ gün;}$$

- atqı məntəqəsində çənlər parkının zəruri sayını tapmaq üçün

$$V_{qar} = \sum_{j=1}^{r}\sum_{i=1}^{m} V_{j.i.qar} = \sum_{j=1}^{r}\sum_{i=1}^{m} q_{j.i.qar}(T_d - \tau_i)$$

düsturundan istifadə edirik. Baxılan hal üçün

$$V_{qar} = 1084{,}6(4{,}532 - 1{,}792) + 460{,}1(4{,}532 - 1{,}418) = 2971{,}8 + 1432{,}7 = 4404{,}5 \ m^3$$

- Texnoloji layihələnmə normasına uyğun olaraq hər növ neft məhsulu üçün ikidən az olmayaraq çən olmalıdır.

Qurulmaq üçün 5 çən qəbul edirik, (RVS-1000), üçü dizel yanacağı, ikisi isə benzin üçün.

Yoxlama sualları

1. ***Ardıcıl nəql üsulunun hansı müsbət və çatışmayan cəhətləri var?***
2. ***Nə üçün ardıcıl nəql zamanı iki məhsulun təmas zonasında qarı-şıq əmələ gəlir?***
3. ***Qarışıq zonasında məhsulların qatılığı necə dəyişir?***
4. ***Qarışığın həcminə hansı amillər təsir edir?***
5. ***Niyə çalışırlar ki, ardıcıl nəql böyük sürətlə həata keçirilsin və dayanma halları olmasın?***
6. ***Ardıcıl nəql zamanı yaranan qarışığın həcmi necə təyin olunur?***
7. ***Qarışıqda məhsulların orta qatılığı hansı düsturla tapılır?***

8. ***Bir məhsulun digər məhsulda buraxılabilən qatılığı nə deməkdir və necə təyin olunur?***
9. ***Ardıcıl nəql zamanı boru kəmərinin hidravliki hesablanmasının hansı xüsusiyyətləri vardır?***
10. ***İlkin qarışığın yaranmasına nə səbəb olur və onu necə azaltmaq olar?***
11. ***Dövri ardıcıl nəql nədir? Təmas zonalarının sayı necə müəyyənləşdirilir?***
12. ***Son məntəqədə neft məhsulları qarışığı hansı prinsiplərlə qəbul olunur və paylanır?***
13. ***Ardıcıl nəqlə hansı üsullarla nəzarət olunur?***
14. ***Ardıcıl nəql zamanı nasosların iş rejimlərini hansı üsullarla tənzimləmək olar?***
15. ***Ardıcıl nəql zamanı qarışığın həcmini necə azaltmaq olar?***
16. ***Özlü-elastik ayırıcıların hansı müsbət cəhətlərini bilirsiniz?***
17. ***Neft məhsullarını ardıcıl nəql edən boru kəmərinin hesablanmasında məqsəd nədir?***
18. ***Qarışığın «quyruğu» və «baş hissəsi» necə müəyyənləşdirilir?***
19. ***Hansı halda son məntəqədə qarışığı 2 yerə bölməklə qəbul edib paylamaq olar?***
20. ***Turbulent diffuziya əmsalı necə təyin edilir?***
21. ***Pekle ədədi nəyi göstərir və hansı düsturla hesablanır?***
22. ***Ardıcıl nəqlin hesablanması hansı məhsula (ağır, yoxsa yüngül) görə aparılır və niyə?***
23. ***Son məntəqədə məhsulların qəbulu üçün çənlərin tutumu necə müəyyənləşdirilir?***

7- ci Fəsil

BORU KƏMƏRLƏRİ İLƏ NEFTLƏ QAZIN BİRGƏ NƏQLİ

Məlumdur ki, lay şəraitində neftlərdə, xeyli miqdarda yüngül karbohidrogenlər olur. Həmin neftləri yer səthinə çıxardıqda təzyiqin azalması nəticəsində yüngül karbohidrogenlərin çox hissəsi neftdən ayrılaraq qaz fazasına keçir və bu qazlar ***səmt qazlar*** adlanır. Neft yataqları istismara başlanılan andan həmin səmt qazlarının yığılması, utilizasiyası problemlərlə bağlı olmuş və külli miqdarda qaz hər il məşəllərdə faydasız olaraq yandırılmışdır. Çox təəsüflər olsun ki ki, bu proses hələ indi də bəzi hallarda davam edir. Qeyd etmək lazımdır ki, belə bir niyyətin baş verməsi neft qazından istifadə olunmasının texnologiyası ilə bağlıdır (böyük ərazilərdə yerləşən kiçik və böyük yataqlardan yığımın vacibliyi, qaz emalı zavodlarının və qazın qurudulması üzrə qurğuların tikilməsi, qazın tələbatçılara çatdırılması üçün qaz kəmərlərinin tikilməsi və s.). Ona görə də neft yataqlarının işlənməsi zamanı səmt qazlarının resurslarından tam istifadə etmək üçün xeyli material-texniki vəsaitlər və kapital qoyuluşları ilə yanaşı, həmin yataqların qısa müddətə mənimsənilməsinə də nail olmaq lazımdır. Prakiki olaraq, buna bir çox illər lazım olur.

Heç bir yataq yığım və neftin mədəndən xaricə nəqli sistemi olmadan işə salınmadığı üçün neft qazının itkiləri ilə mübarizə istiqamətlərindən biri səmt qazının neftlə birgə nəqli hesab edilir.

7.1. Neftin və qazın birgə nəqlinin üsulları

Neft-qaz qarışığı boru kəməri ilə iki fazalı və bir fazalı, yəni qazın hamısının neftdə həl olmuş vəziyyətdə nəql oluna bilər.

7.1.1. Neft və qazın ikifazalı nəqli

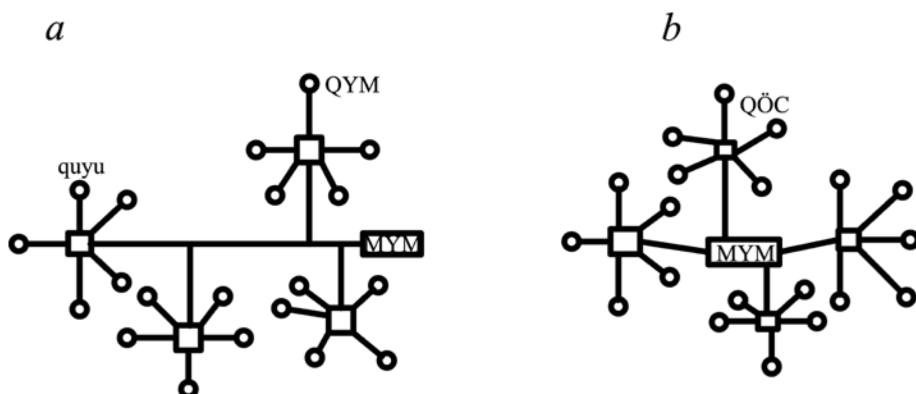
Neft və qazın boru kəməri ilə birgə nəqli bir fazalı mühitin hərəkətinə nisbətən xeyli mürəkkəbdir. Belə ki, bu zaman müxtəlif struktur formaya malik olan iki fazalı axınlar mövcud olur. Bu cür axınlar bir qayda olaraq sistemdə təzyiqin doyma təzyiqindən aşağı düşməsi nəticəsində, qaz fazasının maye fazasından ayrılması zamanı baş verir. Neftin və qazın iki fazalı vəziyyətdə nəql olunması texnologiyası quyu məhsullarının birgə yığılmasının hermetik sistemlərində tətbiq olunur. Məsələn, Xəzər dənizinin Azərbaycan sektorunda istismar olunan neft yataqlarının işlənilməsi zamanı sualtı dəniz boru kəmərləri şəbəkəsinin vasitəsi ilə quyu məhsullarının (neftin, qazın) birgə yığılması hazırlanması və nəqlinin həyata keçirilməsi halları mövcud olmuş və həmin boru xətlərində təzyiq doyma təzyiqindən aşağı olduğu üçün iki fazalı axınlar geniş yayılmış və müşahidə olunmuşdur.

Qeyd etmək lazımdır ki, tətbiq olunan, bu cür yığım sistemlərinin bir sıra üstün cəhətləri vardır. Belə ki, bu sistemlər lay enerjisindən rasional olaraq istifadə etməyə, karbohidrogen itkilərini və metal tutumunu xeyli azaltmağa,texnoloji obyektlərin mərkəzləşmə dərəcəsini artırmağa, neftin, qazın, suyun yığılması və hazırlanması proseslərinin biryerdə aparılmasına, ümumiyyətlə neft yataqların istismara buraxılmasını sürətləndirməyə imkan verir.

Dəniz şəraitində isə ilk əvvəllər bu cür sistemlərin tətbiqi spesifik

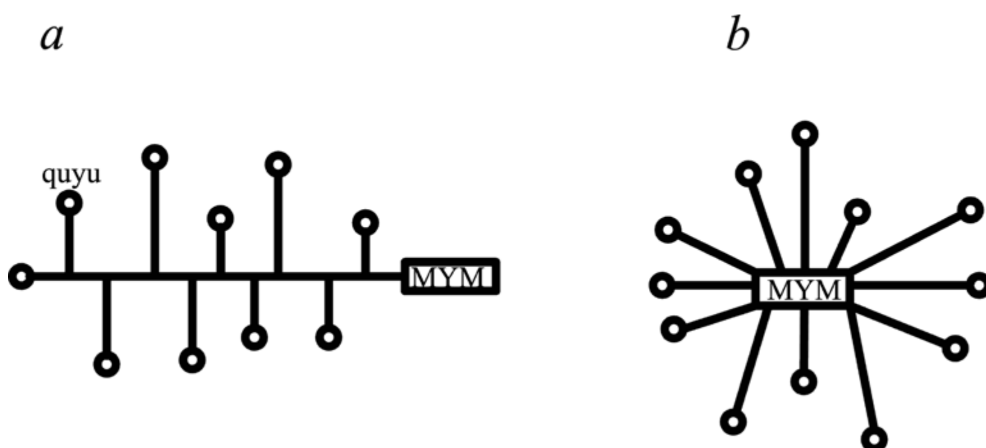
şəraitlə bağlı olmuşdur.

Quyu məhsullarının birgə yığım sistemləri neftin və qazın hazırlanmasının mərkəzləşmə dərəcəsindən asılı olaraq qrup halında və mərkəzləşdirilmiş olmaqla iki yerə bölünür. Bundan əlavə, neft-qazyığım şəbəkəsinin formasına görə həmin sistemlər kollektorlu (a) və kollektorsuz (b) yığım formalarına malik ola bilirlər (şəkil 7.1 və 7.2).



Şəkil 7.1. Quyu məhsullarının qrup şəklində yığılması

a – kollektorlu; b– kollektorsuz



Şəkil 7.2. Quyu məhsullarının mərkəzləşdirilmiş yığımı

a -kollektorlu; b– kollektorsuz

Neftin və qazın yerli yığım sitemlərində boru kəmərləri komunikasiyalarına aşağıdakılar aiddir:

- quyulardan gələn məhsulları ölçmək üçün qrup halında ölçü (QÖQ), qrup yığım məntəqəsi (QYM), mərkəzi yığım məntəqəsi (MYM) və neftqazyığım kollektoruna qədər olan atqı xətləri;
- qrup halında olan qurğulardan yığım kollektoruna və ya MYM-ə qədər olan şleyflər;
- neftqazyığım kollektorları (xətti, şuavari, həlqəvi);
- mədənlərarası neft-qaz kəmərləri.

7.1.2. Qaz-maye axınlarının struktur formaları və hərəkət xüsusiyyətləri

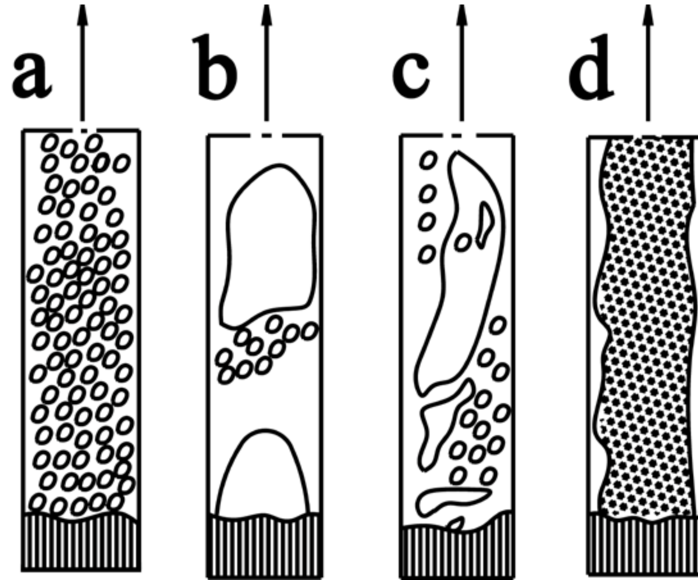
İkifazalı axınlar müxtəlif struktur formaları ilə səciyələnirlər. Struktur forması dedikdə birgə nəql zamanı qazın mayedə paylanması xarakteri başa düşülür.

Qaz-maye axınının struktur formaları çox müxtəlif olmaqla əsasən qarışığın surəti, maye və qaz fazaların şərfləri və reofiziki, kafi xüsusiyyətləri, kəmərin diametri, axının istiqamətindən asılıdır.

Aparılmış çoxlu sayda təcrübi tədqiqatların nəticəsində müəyyən edilmişdir ki, boru kəmərində rast gələn əsas struktur formaları aşağıdakılardır:

- Şaquli borularda (şəkil 7.3):
    a) Qaz qabarcıqlı;
    b) Tıxaclı və ya mərmili;
    c) Köpüklü;

d) Həlqəvi və ya dispersli həlqəvi.



Şəkil 7.3. Şaquli borularda qaz-maye axınlarının struktur formaları

- Üfüqi borularda (şəkil 7.4):

1. Qaz qabarcıqlı;

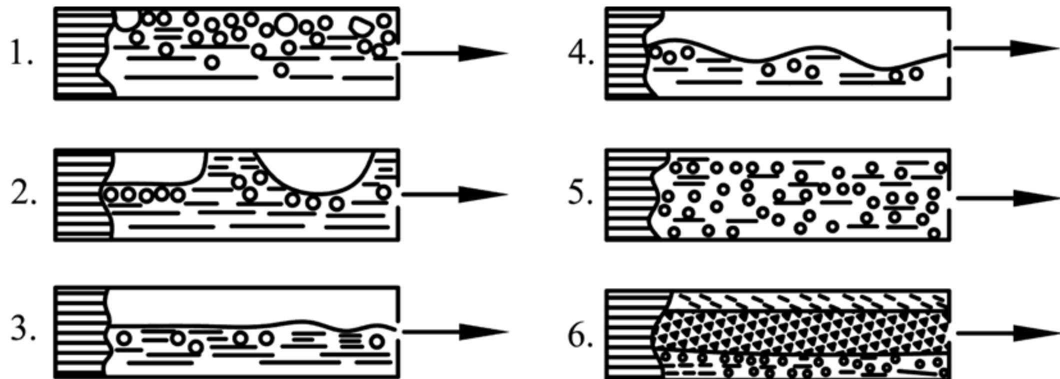
2. Tıxaclı

3. Təbəqələşmiş və fazaları hamar sərhədli olan;

4. Təbəqələşmiş və fazaları dalğavari sərhədləri olan;

5. Emulsiyalı;

6. Həlqəvi.



Şəkil 7.4. Üfüqi borularda qaz-maye axınlarının struktur formaları

Qaz qabarcıqlı axın strukturasında qaz fazası ayrı-ayrı qabarcıqlar şəklində bütün maye kütləsi üzrə az və ya çox dərəcədə bərabər paylanır. Horizontal boru kəmərlərində qravitasiya qüvvəsinin hesabına qabarcıqların əsasən borunun yuxarı hissəsində yığılması müşahidə edilir. Bu cür struktura forması adətən qazın kiçik miqdarlarında (qatılıqlarında) məsələn, sistemdə təzyiq doyma təzyiqinə qədər azaldıqda müşahidə olunur və qeyri stabil mayenin bütün həcmi üzrə qaz fazasının rüşeyimlərinin yaranması baş verir.

Tıxaclı struktur forması sistemdə təzyiqin formadan doyma təzyiqindən aşağı düşməsi (əsasən qeyri stabil neft və ya kondensatın nəqli zamanı) həm həllolmuş vəziyyətdən ayrılması, həm də əvvəl ayrılmış qazın həcminin genişlənməsi sayəsində qaz fazasının həcminin artması baş verir. Bu zaman ayrı-ayrı qabarcıqlar toplanaraq tıxac əmələ gətirirlər. Tıxaclı struktur forması ardıcıl olaraq qaz və maye tıxaclarının növbələşməsi ilə xarakterizə olunur. Şaquli axınlar üçün bu struktur formasını bəzən mərmili hərəkət də adlandırırlar.Horizontal axınlarda isə qaz qabarcıqları əsasən borunun yuxarı hissəsində yığılır. Fazaların ayrılıqda təbəqələşmiş truktura formaları qaz-maye sistemlərinin ancaq horizontal və ya nisbətən az maillikli boru kəmərlərində hərəkəti zamanı müşahidə olunur. Haçan ki, ağırlıq qüvvəsinin təsirindən axın qaz və maye axınlarına ayrılır, bu zaman maye borunun aşağı, qaz isə ancaq yuxarı hissəsi ilə hərəkət edir. Maye-qaz fazalarını ayıran sərhəd isə hamar, müstəvi və müxtəlif amplitudalı dalğalardan ibarət olur.

Qaz-maye qarışıqlarının xarakterik struktur formalarından biri də köpüklü və ya kiçik dispersiyalı struktur formasıdır.

Şaquli aşağıdan yuxarıya yönəlmiş axınlarda iki fazlı qarışığın sürətinin çoxalması tıxaclı struktur formasının köpüklü formaya çevrilməsinə səbəb

olur. Bu struktur tıxaclı formadan həlqəvi formaya keçid zamanı aralıq bir forma hesab olunur.

Beləliklə, köpüklü strukturanın əmələ gəlməsi sürət və təzyiqin turbulent pulsasiyası qaz tıxaclarının daha kiçik tıxaclara parçalanması hesabına yaranır. Bir sözlə, qaz fazasının da kiçik ölçülü, qaz qabarcıqlarına disperqasiya olması halı baş verir. Horizontal axınlarda köpüklü struktur formasını çox hallarda emulsiyalı struktura adlandırırlar.

Qaz maye sistemlərinin həlqəvi və ya dispersli-həlqəvi axın formaları isə onunla xarakterizə olunur ki, borunun divarında maye qatı, mərkəzi hissə ilə kiçik maye damarları olan qaz hərəkət edir. Adətən, həlqəvi struktur qazın miqdarının daha çox olduğu və qaz-maye qarışığının böyükl sürətlərində yaranır.

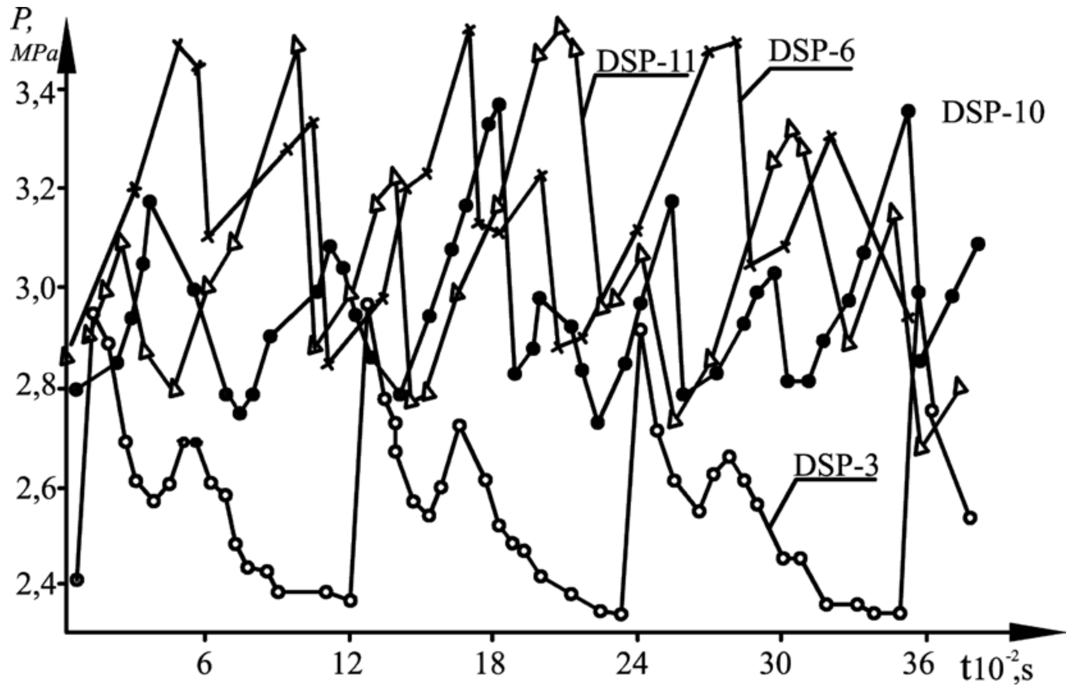
İkifazlı qarışıqların axmalarının xüsusiyyəti ondan ibarətdir ki, bu axınlar təkçə xarici məhdudlaşdırıcı səthə (borunun divarı) deyil, həmçinin fazaların daxili ayrılması səthlərinə də malik olurlar, hansıların ki, vəziyyəti zamandan asılı olur və fəzada dəyişir. Məhz həmin ayrılma səthlərinin hesabına fazaların qarşılıqlı təsiri baş verir (hidrodinamiki, istilik, faza çevrilmələri, kimyəvi reaksiyalar və s.)

Bütün bunlar öz növbəsində iki fazlı axınların öyrənilməsi və riyazi ifadəsini çətinləşdirir və onların hərəkətini qərarlaşmamış hərəkətə aid edir. Ona görə də qaz-maye axınlarının hesablanması zamanı spesifik anlayış və təyinatlardan istifadə olunur.

Qeyd etmək lazımjdır ki, qaz-maye axınlarının müxtəlif struktur formaları bir-biri ilə əlaqəlidir və axın şəraiti dəyişdikdə həmin formaların biri, digərinə keçə bilir.

İkifazalı axınlar üçün sürtünməyə sərf olunan basqı itkisinin nisbətən çox olması lay enerjisi hesabına qaz-neft qarışığını ancaq bir neçə on kilometrlərə qədər nəql etməyə imkan verir.

Qaz-maye qarışığının hərəkət xüsusiyyətlərindən biri də struktur formalarından başqa həmin axınlarda təzyiq pulsasiyalarının (döyüntülərinin) baş verməsidir. Bu pulsasiyalar ən çox tıxaclı strutur formalarında yaranır və boru kəmərində gərginliyi artırmaqla qəza hallarının baş verməsi ehtimalını çoxaldır. Əmələ gələn təzyiq döyüntülərinin amplitudası bəzi hallarda kifayət qədər çox olmaqla qaz amilindən, mütləq təzyiqdən, kəmərin profilindən, axının istiqamətindən və s. asılı olur. Məsələn, Xəzər dənizində istismar olunan sualtı yığım boru xətlərində müşahidə olunan dəniz stasionar platformalarında (DSP) ölçülən təzyiq döyüntülərinin necə dəyişilməsi şəkil 7.5-də göstərilmişdir.



Şəkil 7.5. Dəniz neft-qaz kəmərlərinin istismarı zamanı DSP-də ölçülən təzyiq döyüntüləri (Günəşli yatağı, 1987-ci il)

Sıxlıqlara görə fazaların qaz, neft, lay suya təbəqələşməsi qaz-maye qarışığının kiçik sürətlərində və ən çox yuxarıdan aşağıya istiqamətli axınlar olduqda, kəmərin aşağı hissələrini aqressiv lay suları ən çox intensiv elektrokimyəvi korroziyaya məruz qoyur. Məhz qeyd olunan bu xüsusiyyətlər neft və qazın boru kəməri ilə ikifazalı qarışıq şəklində nəql olunmasının tətbiq sahəsini məhdudlaşdırır.

7.1.3. Qaz-maye qarışığının nəqli zamanı boru kəmərinin hidravliki hesablanması

Əgər maye və qaz fazalarının kütlə (G_m, G_q) və həcmi sərfləri (Q_m, Q_q) sabitdirsə, onda qaz-maye isteminin boruda hərəkətini qərarlaşmış hərəkət hesab etmək olar. Bu zaman maye-qaz qarışığı üçün kütlə ($G_{qar} = G_m + G_q$) və həcmi sərf ($Q_{qar} = Q_m + Q_q$) də sabit olacaqdır.

İkifazlı axınları müəyyən edən əsas kəmiyyətlərdən biri həcm qaz tutumudur (β), hansı ki, qaz fazasının həcmi sərfinin (Q_q) maye-qaz qarışığının həcmi sərfinə (Q_{qar}) olan nisbətinə əsasən təyin edilir və 0-dan 1-ə kimi dəyişə bilir ($\beta = 0 \div 1$):

$$\beta = \frac{Q_q}{Q_{qar}} = \frac{Q_q}{Q_m + Q_q} \qquad (7.1)$$

Qeyd etmək lazımdır ki, qazın həcmi sərfi axının baxılan kəsiyində olan təzyiq və tempertur şəraitinə gətirilərək hesablanılır. Əgər kifayət qədər uzun boru kəmərinə baxılarsa, hansında ki, təzyiq kifayət qədər dəyişir, onda Q_q və β dəyişməz kəmiyyətlər hesb oluna bilər.

Qaz maye qarışığı axınını xarakterizə edən digər bir parametr-qarışığın sürətidir ki, bu da (υ_{qar})onun sərfinin boru kəmərinin en kəsik sahəsinə (F) olan nisbətinə əsasən təyin edilir.

$$\upsilon_{qar} = \frac{Q_{qar}}{F} = \frac{4Q_{qar}}{\pi D^2}, \qquad (7.2)$$

burada D-boru kəmərinin diametridir.

Kəmərdə olan orta təzyiq və temperaturda hər fazanın həcmi sərfinin borunun en kəsiyinə olan nisbəti həmin fazaların gətirilmiş sürətini müəyyən edir. Maye və qaz fazaları üçün gətirilmiş sürət uyğun olaraq $\upsilon_m^{gət} = \frac{Q_m}{F}$ və $\upsilon_q^{gət} = \frac{Q_q}{F}$ kimi olacaqdır.

İki fazalı axınlar üçün maye və qaz fazalarının həqiqi orta sürəti fazalar üzrə sərfin qiymətlərinə əsasən uyğun olaraq aşağıdakı ifadələrə əsasən tapılır:

$$U_m \frac{Q_m}{F(1-\varphi)}\ ;\ U_q = \frac{Q_q}{F \cdot \varphi} \qquad (7.3)$$

burada φ-həqiqi qaz tutumu olub borunun qaz fazası ilə tutulan en kəsik hissəsidir.

Həcmi qaz tutumuna uyğun olaraq qaz-maye qarışığı üçün sıxlıq (ρ_{qar}) aşağadakı kimi təyin olunur:

$$\rho_{qar} = G_{qar} / Q_{qar} = \rho_m (i-\beta) + \rho_q \cdot \beta, \qquad (7.4)$$

burada ρ_m, ρ_q- nəql şəraitində (boruda) uyğun olaraq maye və qazın sıxlığıdır.

Qaz-maye axınları üçün çox vacib oxşarlıq meyarlarından biri qarışıq üçün Frud ədədidir (Fr_{qar}).

$$Fr_{qar} = w_{qar}^2 / g \cdot D, \qquad (7.5)$$

harada ki, w_{qar}-qarışığın orta sürətidir.

$$w_{qar} = Q_{qar} / F = 4(Q_q + Q_m)/(\pi D^2) \qquad (7.6)$$

burada F-borunun en kəsik sahəsi; D-borunun diametridir.

Frud ədədi qaz-maye axınının inersiya qüvvələrinin ağırlıq qüvvəsinə olan nisbətini xarakterizə edir. Qaz-maye qarışıqlarının axması zamanı bir qayda olaraq fazaların hərəkətində sürüşmə halı müşahidə olunur ki, bu da baxılan boru kəməri hissəsində fazaların həcmi nisbətinin dəyişməsinə gətirib çıxarır. Belə ki, qaz-maye qarışığının aşağadan yuxarı axması zamanı maye faza, qaz fazasına nisbətən geriyə qalır və nəticə etibarı ilə qarışığın sıxlığı çoxalır.

Yuxarıdan aşağıya hərəkət etdikdə isə əksinə qaz fazasında geriyə qalma müşahidə olunur və nəticə etibarı ilə qarışığın sıxlığı azalır. Qeyd olunan halları nəzərə almaq üçün həqiqi (həcmi) qaz tutumu (φ) anlayışı tətbiq olunur və aşağadakı kimi təyin edlir.

$$\varphi = \beta \cdot \frac{w_{qar}}{w_q} = F_q / F = F_q /(F_q + F_m), \qquad (7.7)$$

harada ki, w_q-qazın hərəkətinin həqiqi sürəti olub $w_q = \frac{Q_q}{F_q}$; F_m, F_q- uyğun olaraq maye və qaz fazaları ilə borunun en kəsiyinin tutulan hissəsidir.

Qeyd edək ki, həqiqi qaz tutumunun fiziki mənası borunun en kəsiyinin qazla tutulan hissəsinin tam hissəyə olan nisbətidir. Fazaların nisbi hərəkətlərinə uyğun olaraq qaz-maye qarışığı üçün həqiqi sıxlıq anlayışından istifadə olunur və aşağıdakı kimi hesablanır:

$$\rho_{щяг} = \rho_m (1 - \varphi) + \rho_q \cdot \varphi \qquad (7.8)$$

Neft-qaz mədənlərində olan texnoloji boru kəmərlərinin uzunillik təcrübəsi göstərir ki, qaz-neft və qaz-kondensat qarışıqlarının hərəkəti zamanı diametri 0,2 m-dən çox olan kəmərlərdə əsas struktur formaları təbəqələşmiş və tıxaclı formalar hesab edilir. Horizontal və yuxarıdan aşağı hərəkət axınları

üçün həm təbəqələşmiş, həm də tıxaclı axınlar müşahidə oluna bilər. Aşağadan yuxarı axınlar zamanı isə maillik bucağı 2° -dən çox olanda həmişə tıxaclı struktur formaları baş verir. Axının hər bir struktur forması fazaların nisbi sürətlərinin qiymətləri və hidravliki müqavimətlərinin qanunauyğunluqları ilə səciyyələnirlər. Məhz buna görə də qaz-maye axınlarının struktur formalarının düzgün təyin edilməsinin çox böyük əhəmiyyəti vardır. Bu məqsədlə Frud meyarından istifadə olunur. Əgər $Fr_{qar} \le Fr_{бюш}$ olarsa, onda qaz-maye qarışığının axması təbəqələşmiş, yox əgər $Fr_{qar} \ge Fr_{бюш}$ olarsa, onda tıxaclı struktur formasında baş verir.

Frud ədədinin böhran qiyməti ($Fr_{бюш}$) aşağıdakı ifadəyə əsasən müəyyən edilir:

$$\sqrt{Fr_{qar}} = \frac{0,5 \cdot (\frac{\rho_m - \rho_q}{\rho_m})^{0,5}(1+\sin\alpha)}{(1-\beta)(1+72\cdot 10^{-4}\,\overline{\mu}_m)^2[1+2\cdot 10^{-4}(p\cdot D/\sigma)^{0,5}]}\ , \qquad (7.9)$$

harada ki, α-boru kəmərinin horizontala nisbətən maillik bucağı; $\overline{\mu}_m$-nisbi özlülük ($\overline{\mu}_m = \mu_m/\mu_q$); μ_m, μ_q -uyğun olaraq maye və qaz fazalarının dinamik özlülükləridir; P-baxılan qaz kəməri hissəsində orta təzyiq; $\sigma-$maye qaz sərhəddinidə səthi gərilmədir. (7.9) ifadəsindən göründüyü kimi, təbəqələşmiş axın formasından tıxaslı formaya keçidin sərhəddinə həcmi sərf qaz tutumu, kəmərin maillik bucağı, kəmərdən təzyiq və maye fazanın özlülüyü əhəmiyyətli dərəcədə təsir göstərir. Frud ədədinin böhran qiymətini aşağjdakı ifadə ilə də hesablamaq olar:

$$Fr_{бюш} = \left[0,2 + \frac{2\sin\alpha}{\lambda_m}\right]\exp(-2,5\beta)\frac{1}{(1-\beta)^2}\ , \qquad (7.10)$$

harada ki, λ_m-ağırlıq qüvvəsinin təsiri altında maili boru kəmərində mayenin basqısız axınının hidravliki müqavimət əmsalıdır. Bu əmsal ardıcıl yaxınlaşma üsuluna əsasən təyin edilir.

Qaz-maye axınlarının tıxaclı strukturaya malik hərəkət formaları üçün boru kəmərinin hidravliki hesablanmasını, əsasən Darsi-Veysbaxın ümumiləşdirilmiş tənliyi təşkil edir.

$$\frac{\Delta p}{\Delta l} = \lambda_{qar} \frac{w_{\text{гар}}}{2\text{D}} \left[\frac{\beta^2}{\varphi} \rho_q + \frac{(1-\beta)^2}{1-\varphi} \rho_m \right] + \rho_m \cdot g \sin \alpha \, , \qquad (7.11)$$

harada ki, ΔP - Δl uzunluğu olan hissədə təzyiqlər fərqi; λ_{qar}-qaz-maye qarışığı üçün hidravliki müqavimət əmsalıdır.

$\frac{w_{qar}^2}{2D} \left[\frac{\beta^2}{\varphi} \rho_q + \frac{(1-\beta)^2}{1-\varphi} \rho_m \right]$ – qaz-maye axınının həqiqi dinamik basqısıdır.

(7.11) ifadəsinə daxil olan w_{qar}, ρ, ρ_q, ρ_m parametrləri termodinamiki şərait (P və T) nəzərə alınmaqla gətirilmiş düsturlara uygun olaraq tapılır. Maillik bucağı aşağadan yuxarı hərəkət olduqda müsbət, əksinə olduqda isə mənfi işarəli olur.

Baxılan struktur formaları üçün λ_{qar} aşağıdakı emprik ifadə ilə təyin edilir.

$$\lambda_{qar} = \psi \cdot \lambda(\text{Re}_{qar}, \overline{K}) \qquad (7.12)$$

burada

$$\psi = \frac{1 - 0{,}78\beta\left[1 - \exp(-2{,}2\sqrt{F_r}\right] - 0{,}22\left[1 - \exp(-15\overline{\rho}\right]\beta}{1-\beta},$$

burada $\overline{\rho}$-qazın nisbi sıxlığıdır $(\overline{\rho} = \rho_q / \rho_m)$;

(7.12) ifadəsində $\lambda\left(\text{Re}_{qar}, \ \overline{k}\right)$ əmsalı bir fazlı axın üçün olan ifadə ilə müəyyən edilir.

$$\text{Re}_{qar} = w_{qar} \left(\frac{\beta}{\nu_q} + \frac{1-\beta}{\nu_m} \right) D \qquad (7.13)$$

burada ν_q və ν_m-uyğun olaraq qaz və maye fazasının kiematik özlülüyüdür.

(7.11) ifadəsinə daxil olan həqiqi qaz tutumunu (φ) təyin etmək üçün bir sox düsturlar mövcuddur ki, bunlardan hər biri qaz-maye axınlarının müəyyən şəraitlərində doğru olur. Horizontal və aşağıdan yuxarı istiqamətdə olan qaz-maye axınları üçün maye fazasının özlülü $10^{-6} \leq \nu_m \leq 25 \cdot 10^{-6}$ intervalında dəyişdikdə $\varphi -$nin təyini üçün aşağıdakı ifadə doğrudur:

$$\varphi = 0{,}8\beta\left[1 - \exp(-2{,}2\sqrt{Fr_{qar}})\right]\frac{1 + 1{,}5\sqrt{\rho}}{1 + \sqrt{\rho}} \qquad (7.14)$$

Yuxarıdan aşağı istiqamətdə olan qaz-maye axınları üçün isə $\varphi = 0{,}81 \cdot \beta$ qəbul edilir.

Qaz-maye qarışığı axının təbəqələşmiş struktur forması olduqda, yəni iki homogen-maye və qaz axınları üçün, (hansı ki, öz aralarında hərəkətdə olan sərhəddə malik olarlar), hesablama aşağıdakı kimi aparılır. Bu cür struktur formalı qaz-maye axınları üçün Δl -uzunluğunda olan boru kəmərində əzyiqlər fərqi $(\Delta p = p_1 - p_2)$ istər maye, istər sə də qaz axınları üçün eyni olduğundan, qaz axını üçün yazmaq olar.

$$\frac{\Delta p}{\Delta \ell} = \lambda_q \frac{w_q^2}{2D_q} \cdot \rho_q + \rho_q \cdot g \cdot \sin\alpha\,, \qquad (7.15)$$

harada ki, λ_q-qaz axınının hidravliki müqavimət əmsalı; D_q-qaz axınının hidravliki diametridir.

Sonuncu ifadəyə daxil olan λ_q-qaz axınının hidravliki müqavimət əmsalını məlum olan, məsələn, Altşul düsturu ilə hesablamaq olar.

Adıçəkilən struktur formalı axınlarda təzyiq itkisinin hesablanması üçün həqiqi qaz tutumunun düzgün təyin olunması tələb olunur.

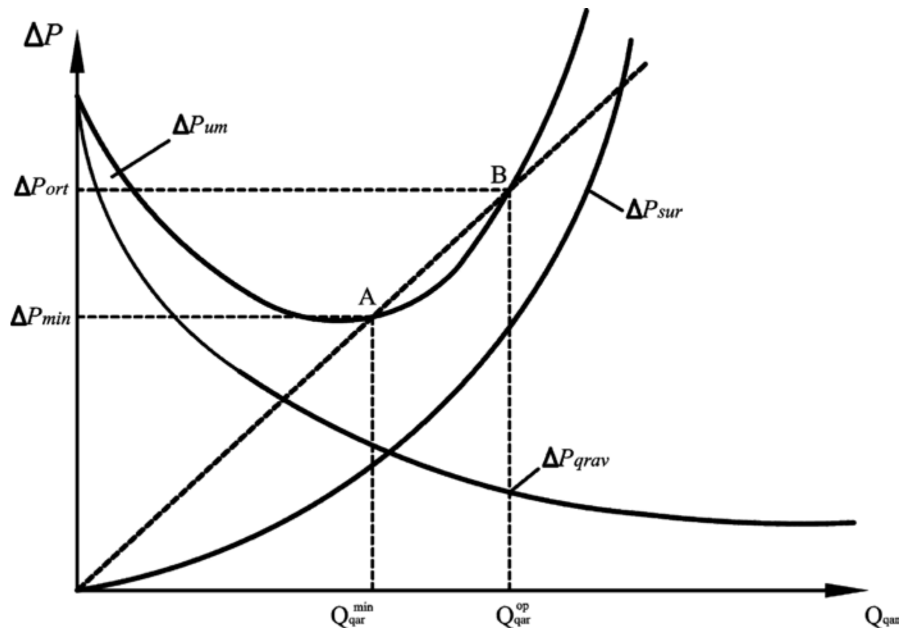
7.1.4. Qaz-maye qarışığı nəql edən boru kəmərinin optimal iş rejimi

Xəzər dənizində karbohidrogen yataqlarının işlənməsi zamanı dəniz stasionar özüllərindən yığılan quyu məhsulları bir çox hallarda nəqlə hazırlıq işləri aparılmadan neft qaz qarışığı şəklində kollektorlara, yəni boru xətlərinə verildiyi üçün onların birgə nəqli həyata keçirilir.

Tədqiqatlar göstərir ki, sualtı neft-qaz kəmərlərində ümumi təzyiq itkisi ($\Delta p_{цм}$) sürtünməyə ($\Delta P_{сцр}$) və qravitasiyanı dəf etmək üçün ($\Delta P_{грав}$) lazım olan təzyiq itkilərinin cəminə bərabərdir.

$$\Delta P_{цм} = \Delta P_{сцр} + \Delta P_{грав} \quad (7.16)$$

Şaquli (qravitasiyalı) axınların mövcud olduğu neft-qaz qarışığı nəql edən boru kəmərlərinin xarakteristikalarının qarışığın sərfindən asılı olarq dəyişilməsi şəkil 7.6-da göstərilmişdir.



Şəkil 7.6. Neft - qaz qarışığı nəql edən boru kəmərinin xarakteristikası və optimal iş rejiminin tapılması

Şəkildən göründüyü kimi ümumi təzyiq itkisini həndəsi toplama üsulu ilə $\Delta P_{грав}$ və $\Delta P_{сцр}$ qrafiklərinə əsasən də almaq olar. Şəkildən göründüyü kimi *A* nöqtəsində təzyiq itkisinin minimum olmasına baxmayaraq həmin nöqtəyə uyğun gələn parametrlər ($Q_{гар}^{мин}$ вя $\Delta П_{мин}$) boru kəmərinin optimal iş rejimi hesab edilmir.

Qaz-maye qarışığı nəql edən boru kəməri üçün optimal iş rejiminə uyğun gələn qiymətlər koordinat başlanğıcından $\Delta P_{цм}$ xəttinə çəkilən toxunanlarla müəyyən edilir. Bu zaman toxunma nöqtəsinə uyğun gələn ($Q_{гар}^{опт}$ вя $\Delta П_{opt}$) parametrləri kəmərin optimal iş rejimini xarakterizə edən

parametrlər olacaqdır. Bu parametrlər ona görə optimal hesab olunur ki, bu zaman xüsusi enerji sərfi, yəni, $\frac{\Delta P_{opt}}{Q_{гар}^{опт}}$ minimum qiymətə malik olur. $\Delta P_{\min} < \Delta P_{орт}$ olmasına baxmayaraq

$$\Delta P_{opt} / Q_{qar}^{opt} < \Delta P_{\min} / Q_{qar}^{\min}$$

olur.

7.2. *Neftlərin qazla həll olmuş halda boru kəməri ilə nəqli*

Neftlərin qazla həl olmuş halda nəql texnologiyasının mahiyyəti ondan ibarətdir ki, lay mayesinin müvafiq seperasiyası rejimini seçməklə səmt qazının bir hissəsi neftdə həll olmuş şəkildə saxlanılır, başqa sözlə, səmt qazının neftdən tam ayrılmasına yol verilmir. Daha sonra qazlı mayelərin nəqli zamanı boru kəmərində təzyiq elə saxlanılır ki, heç bir nöqtədə həll olmuş qaz neftdən ayrılmasın.

Bir qayda olaraq neft yataqlarından seperasiyanın 1-ci pilləsindən keçən neft həll olmuş qazla birgə emal rayonuna, harada ki, neft-qaz emalı zavodları yerləşir nəql olunur. Yəni, bu zaman neftin sonuncu separasiyası, həmçinin xam neftin uçotu və dövlət standartına görə lazimi buxar elastikliyinə çatdırılması neftin istehsalı rayonundan onun emalı rayonuna keçirilir. Qeyd etmək lazımdır ki, bu zaman qazlı neftlərin nəqli «nasosdan nasosa» sistemi ilə və qazın neftdən ayrılmasına imkan verməyən təzyiqdə həyata eçirilir.

Hər aralıq stansiyasının girişində nəql rejiminin pozulması hesabına neftdən ayrılabilən qazı tutmaq (ayırmaq) üçün bufer tutumları quraşdırılır.

Neft kəmərinin sonunda (son məntəqədə) qazlı neft atmosfer təzyiqində seperatorunda qazsızlaşdırılır və ayrılan qaz, qaz-emalı, neft isə neft emalı zavoduna təhvil verilir.

Neft kəmərinin işdən dayanması və onun nasos stansiyasının çənlər parkına verilməsi kəmərin baş tikintilərində də nəzərdə tutulmalıdır.

Yoxlama sualları

1. ***Neftin qazla birgə nəqlinin hansı üsulları var?***
2. ***Qaz-maye qarışığının hansı struktur formalarını göstərə bilərsiniz və bunlar nədən asılıdır?***
3. ***Vertikal və horizontal boru kəmərlərində struktur formalar necə dəyişir?***
4. ***Birgə nəql zamanı fazaların sürüşməsi halı nə vaxt baş verir və nəyə təsir edir?***
5. ***Qaz-maye qarışığını xarakterizə edən əsas kəmiyyətlər və meyar hansılardır?***
6. ***Həqiqi qaz tutumu həcmi qaz tutumundan nə ilə fərqlənir?***

7. ***Frud ədədi necə təyin edilir və nəyi xarakterizə edir?***
8. ***Qaz-maye qarışığı üçün həqiqi və orta sürət anlayışlarını izah edə bilərsinizmi?***
9. ***Qaz-maye qarışığı nəql edən boru kəmərində ümumi təzyiq itkisi necə tapılır?***
10. ***Optimal iş rejimi nədir və necə müəyyən edilir?***
11. ***Neftin qazla birgə nəqlini həyata keçirən kəmərlərdən misal göstərə bilərsinizmi?***

8- ci Fəsil

MAYE QAZLARIN BORU KƏMƏRLƏRİ İLƏ NƏQLİ

Texniki ədəbiyyatda və praktikada ***maye qazlar*** o qazlara deyilir ki, təmiz və ya qarışıq halda təzyiqin az miqdarda qaldırılması zamanı onlar mayeyə çevrilir. Bu cür qazlara propan, butan (izo-butan və n-butan), propilen, butilen aiddir. Hal-hazırda nəqlin səmərəliliyini artırmaq məqsədilə metan, etan, etilen qazlarını da sıxmaqla mayeləşdirilməsi həyata keçirilir. Bu qazların sıxılması, saxlanması və nəqli adətən, atmosfer təzyiqində, ancaq mənfi temperaturda (-161-dən-90^{0}S-dək) həyata keçirilir.

Karbohidrogen qazlarının qaz və ya maye halına keçməsi təzyiq, temperatur, həcm və tərkibdən asılıdır. Odur ki, maye qazların tərkibinə müxtəlif tələblər qoyulur. Belə ki, maye propan-35-dən ÷45^0 S-dək temperatur intervalında istifadə edildiyi halda butan təbii buxarlanma şəraitində 0^{0}S-dən aşağı temperaturda tətbiq oluna bilməz, müsbət temperatur şəraitində propana nisbətən butanın üstünlüyü xeyli çoxdur. Maye qazların tərkibini dəyişməklə istənilən xassəni əldə etmək olar. Maye qazlarla iş zamanı təhlükəsizliyin təmini üçün aşağadakıları bilmək lazımdır:

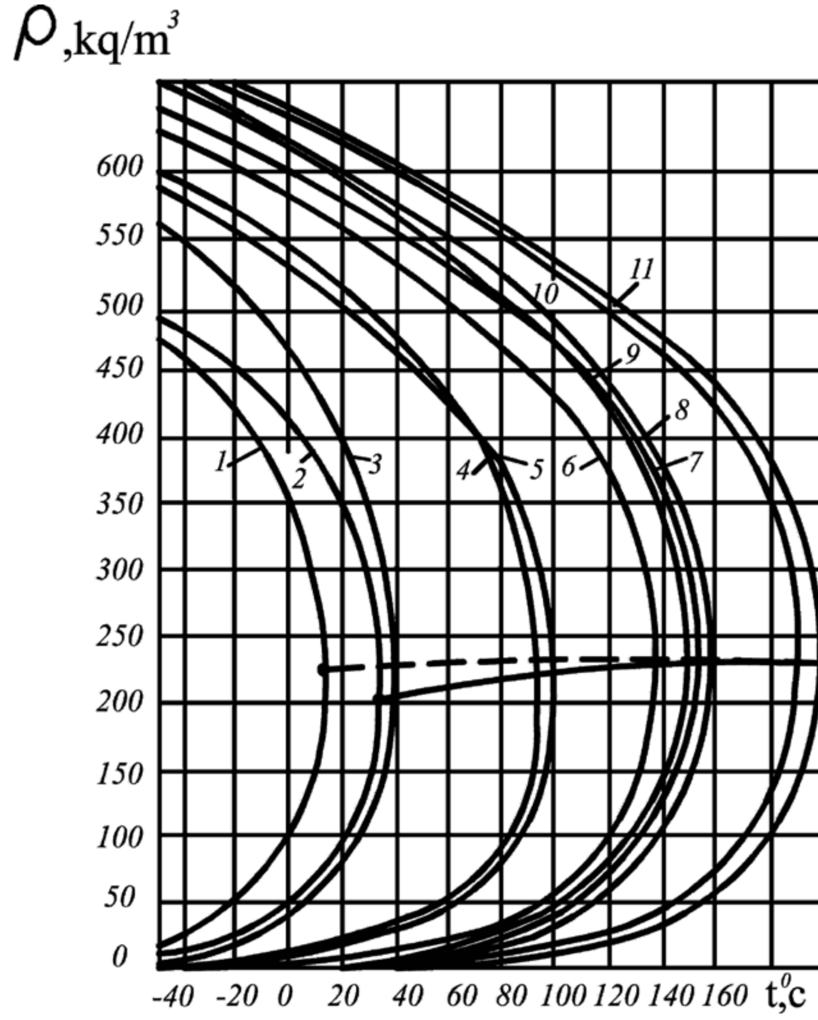
- maye qazların buxarları havadan ağırdır;
- maye qazların buxarlarının hava ilə qarışığı partlayış törədə bilir, (propan üçün bunun aşağı həddi -2%, yuxarı -95%, butan üçün isə aşağı hədd 1,8%, yuxarı -8,5% təşkil edir). Əgər propan və butanın havada miqdarı yuxarı həddən çoxdursa, onda açıq alovdan qaz-hava qarışığı yanır və yuxarı həddə çatanda partlayış törənir;

- karbohidrogen qazlarının açıq qablarda saxlayan zaman qaz buxarlanır və hətta havanın temperaturu mayeni qaynama temperaturundan aşağı olduğu şəraitdə belə hava ilə partlayış törədən qarışıq əmələ gətirir;
- qaz-hava qarışığında su buxarlarının olması onun yanma imkanın aşağı salır;
- maye qazların doymuş buxarlarının təzyiqi benzin buxarlarının təzyiqindən xeyli çoxdur;
- maye qazların ağır hissələrini yuxarlarının sürətlə çıxardıqda çəndə onların təzyiqi və temperaturu aşağı düşür, mayenin sürətlə çıxardıqda isə tutumda təzyiq azalmır;
- temperatur yüksəldikdə maye xeyli genişləndiyi üçün anbar, sisternalar və balonları tam doldurmaq olmaz və dolma dərəcəsinə nəzarət olunması vacibdir ki, o normanı keçməsin;
- Maye qazların qablara doldurulması və boşaldılması zamanı təmasda olan şəxsin buxarlanmadan baş verən soyumanın hesabına əllərinin və ya bədəninin digər hissələrinin donması mümkündür.

Maye qazların saxlanması və nəqli zamanı aparılan texniki hesablamalarda geniş istifadə olunan sıxlıq və dinamik özlülük parametrləri qazın tərkibi, temperatur və təzyiqdən çox asılıdır.

Şəkil 8.1-də maye qazların əsas komponentlərinin doymuş maye və buxar fazalarının temperaturdan asılılığı göstərilmişdir. Şəkildə böhran temperaturuna uyğun gələn sıxlıqlar (hansı ki, maye fazanın sıxlığı- ρ_m buxar fazasının sıxlığına ρ_b bərabərdir) qara nöqtələrlə göstərilmişdir.

Texniki hesablamalar üçün maye qazların sıxlığını aşağıdakı ifadəyə əsasən hesablamaq olar:



Şəkil 8.1. Karbohidrogen qazlarının doymuş maye və buxar fazalarının sıxlıqlarının temperaturdan asılılıq qrafikləri

1-etilen; 2-etan; 3-asetilen; 4-propan; 5-propilen; 6-izo-butan; 7-butan; 8-butilen-1; 9-butilen-2; 10-izo-pentan; 11-n-pentan

$$\rho_T = \rho_0 + a(T - T_0) \qquad (8.1)$$

harada ki, ρ_0 - T_0 temperaturunda maye qazın sıxlığıdır.

Cədvəl 8.1-də ρ_0 və α əmsallarının qiymətləri göstərilmişdir.

Cədvəl 8.1

Maye qazların sıxlığının hesablanması üçün ρ_0 və α kəmiyyətlərinin qiymətləri $(T = 273K)$

Qaz	ρ_0, $\frac{kq}{m^3}$	α, $kq/(m^3 \cdot K)$	**Temperatur**
Etilen (C_2H_4)	*345,5*	*3,076*	*23-280*
Propan (C_3H_8)	*529,7*	*1,354*	*205-301*
Sənaye propanı	*533,8*	*1,730*	*273-328*
Propilen (C_3H_6)	*543,5*	*1,477*	*233-313*
n***-butan*** ($n-C_4H_{10}$)	*581,0*	*1,145*	*223-289*
İzo-butan ($i-C_4H_{10}$)	*618,1*	*1,096*	*203-273*
Sənaye butanı	*603,6*	*1,210*	*273-328*
n***-pentan*** ($n-C_5H_{12}$)	*645,5*	*0,950*	*150-332*
Karbohidrogen kondensatı	*602,8*	*1,160*	*273-328*

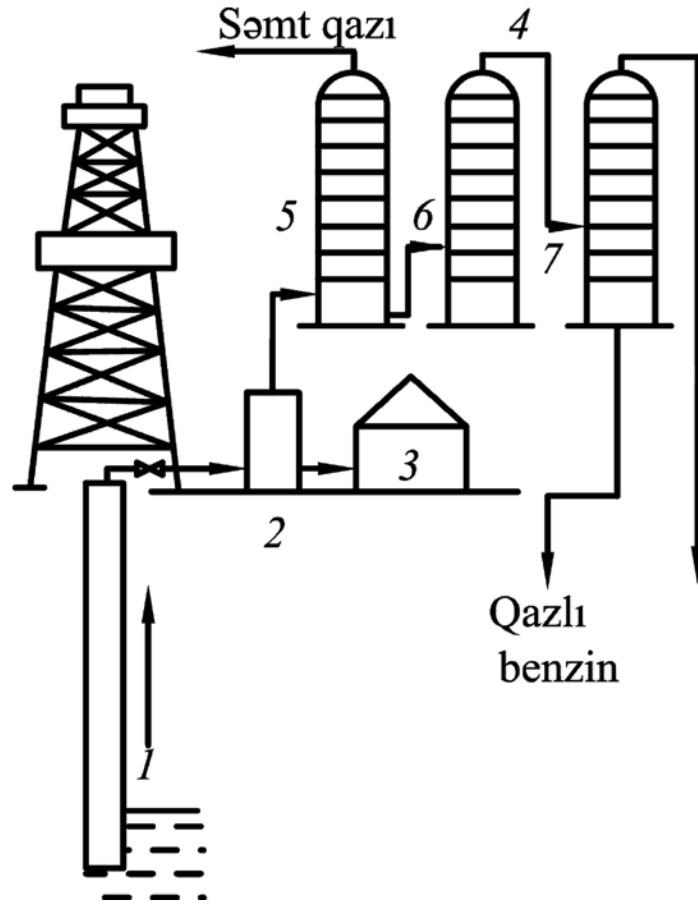
8.1. Maye qazların alınması mənbələri və özəl xüsusiyyətləri

Maye karbohidrogen qazları istehsalının əsas mənbələri səmt qazları, o cümlədən, neftin stabilləşməsindən alınan qazlar, qaz-kondensat yataqlarının təbii-yağlı qazları və neftin emalından alınan qazlar hesab olunur.

Səmt qazları və neftin stabilləşməsindən alınan qazlar neftin çıxarılması zamanı əldə olunur (şəkil 8.2).

Adətən, neft yataqlarının yuxarı hissəsində bir hissəsi neftdə həll olunan qaz papağı yerləşir. Quyudan neft həll olunmuş qazla birlikdə trap-ayırıcıya (2) daxil olur. Burada qaz nefdən ayrılır və yuxarı ştuserdən çıxır. Neft isə orta ştuserdən çənə (3) göndərilir.

Trap-ayırıcıdan qaz qaz emalı qurğusuna yönəldilir və orada absorbsiya üsulu ilə asan sıxılabilən qazlar çıxarılır. Mayeləşmiş qazlar



Şəkil 8.2. Maye qazların alınması ilə səmt qazının emal sxemi

1-neft; 2-trap-ayırıcı; 3-çən; 4-qeyri stabil qaz-benzin boru kəməri; 5- absorber; 6-desorber; 7-stabilləşdirmə kalonu

absorbentdən ayrılaraq stabilləşdirmə kalonunda (7) ayrı-ayrı karbohidrogenlərə ayrılır. Səmt qazının qaz emalı zavodunda emalı nəticəsində tərkibində olan metan, etan və propan hissəsi «quru» qaz, həmçinin maye qazlar (propan, butan, izo-butan) və avtomobil benzininin komponenti olan stabil qaz benzini alınır. Səmt neft qazından ayrı-ayrı qazların ayrılması, 3-cü fəsildə qeyd olunduğu kimi,

aşağı temperaturlu seperasiya (ATS) yolu ilə də həyata keçirə bilər. Qaz-kondensat yataqlarının qazlarının tərkibində daha ağır komponentlər (S_5-S_8) olduğundan onların ayrılmaları zəruridir. Çünki magistral qaz kəmərində təzyiqin azalması zamanı onlar kondensat şəklində düşərək kəmərin buraxma qabiliyyətini aşağı salır. Ağır karbohidrogenlər və nəmlik qazın separasiya olunması nəticəsində ayrılır. Ayrılmanın səmərəliliyini yüksəltmək üçün hal-hazırda ATS-dən istifadə olunur.

Maye qazların istehsalının vacib mənbələrindən biri də neft-zavod qazları hesab olunur. Məsələn, müxtəlif neft emalı üsulları zamanı kütlə faizi ilə qazşəkilli karbohidrogenlərin çıxışı aşağıdakı kimidir:

Neftin katalitik krekinqi……………..………………………………8-12

Neftin termiki riforminqi………..……………………………….15-20

Neftin qaz fazasında krekinqi……………………………………20-25

Neftin ikifazalı krekinqi…………………………………………10-12

Qazoylun termiki krekinqi………………………………………..9-10

Liqroinin termiki riforminqi………………………….………….25-26

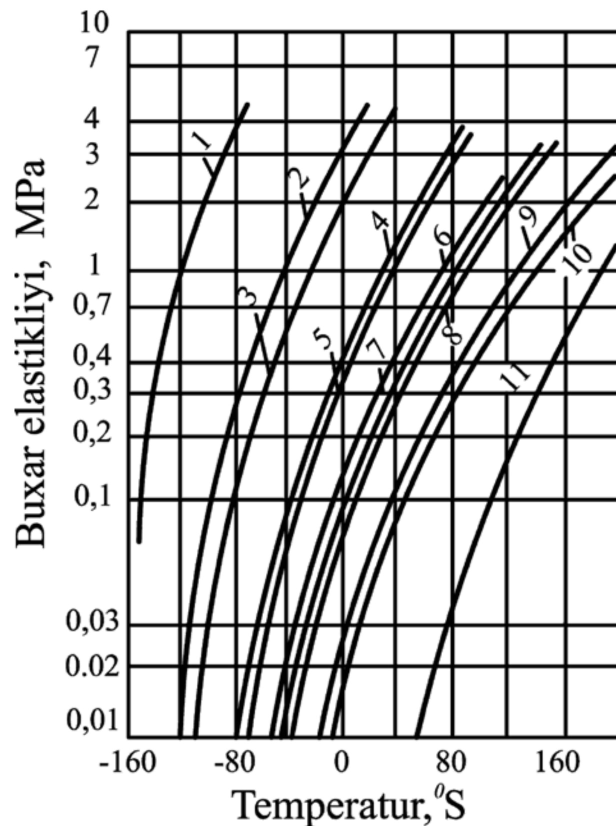
Qazoylun katalitik krekinqi……………………………….………..14-15

Maye qazların digər mayelərdən fərqli xüsusiyyətləri də vardır ki, onların saxlanması və nəqli zamanı nəzərə alınmalıdır. Məsələn, temperaturun artması ilə maye qaz, daha doğrusu, sıxılmış qazın maye fazası öz həcmini kəskin olaraq artırır.

Başqa mayelərdən fərqli olaraq maye qazların sıxılması xeyli yüksəkdir. Ona görə böyük təzyiqlər fərqi ilə maye qazları nəql edən boru kəmərlərinin hesablanması zamanı bu amilin nəzərə alınması zəruridir. Doymuş buxar təzyiqinin və onun dəqiq təyin edilməsinin maye qazların alınması və nəqli üçün əhəmiyyəti çoxdur.

Maye qazlar üçün boru kəmərlərinin hesablanması zamanı kəmər boyu təzyiqin doymuş buxar elastikliyindən çox olması zəruridir. Əks halda maye qazı nəql edən kəmərdə qaz fazasının əmələ gəlməsi hesabına onun buraxma qabiliyyətinin kəskin azalması baş verəcəkdir.

Doymuş buxar elastikliyinin temperaturdan asılı olaraq dəyişməsi bəzi karbohidrogenlər üçün şəkil 8.3-də göstərilmişdir.



Şəkil 8.3. Bəzi karbohidrogenlərin buxar elastikliyinin temperaturdan asılılığı

1-metan; 2-etilen; 3-etan; 4-propilen; 5-propan; 6-izo-butan; 7-izo-butilen; 8-n-butan; 9-izo-pentan; 10-n-pentan; 11-su

Maye qazların saxlanması və nəqli zamanı bəzi hallarda çox sərt tələblər də qoyulur. Belə ki, sıxlaşdırılmış təbii qaz və ya metan atmosfer təzyiqində

saxlanılan zaman gərək temperaturu -162^{0}S olsun. Bu isə digər sıxlaşdırılmış karbohidrogen qazlarının, məsələn, propanın saxlanma temperaturundan (-40^{0}S) xeyli aşağıdır.

Maye qazlar istehsal olunduğu yerlərdən tələbatçılara təzyiq altında xüsusi qablarda, izotermik tutumlarda və boru kəmərləri ilə çatdırılır.

Maye qazlarının nəql üsulunun seçilməsi yalnız o prinsipə əsaslanır ki, verilən şəraitdə maye onun vahid kütləsinin daşınma qiyməti minimal olmalıdır. Maye qazların nəql olunması, paylanması və yerinə çatdırılması sxemlərini işləyib hazırlayan zaman çalışmaq lazımdır ki, boşaltma-doldurma əməliyyatlarının sayı minimal olsun. Əks halda onların daşınmasına çəkilən xərclər xeyli artmış olur. Odur ki, hər bir halda optimal nəql üsulunun təyini məqsədilə texniki-iqtisadi hesablamaların aparılması vacibdir.

8.2. Maye qazların boru kəmərləri ilə nəqlinin texnologiyası

Magistral qaz kəmərinin tikilməsi təbii qazların uzaq məsafələrə nəql olunmasına imkan verdi. Boru kəmərləri ilə nəql üsulunun bir çox üstün cəhətlərinə baxmayaraq maye qazların kəmərlər sistemi ilə səmərəli nəqli üçün kifayət qədər təcrübə toplanmamışdır.

Qazların maye halında boru kəmərləri ilə nəqlinin digər üsullara nisbətən bir sıra üstünlükləri vardır. Tələbatçıların qazla təchiz olunmasının yüksək etibarlılığı, partlayış və yanğın qorxusunun xeyli az olması, istənilən vaxt, istənilən miqdarda maye qazın verilməsinin mümkünlüyü, hava, iqlim, şəraitindən asılı olmaması, istehsalın yüksək mədəniyyətli olması bu üstünlüklərə misal ola bilər. Maye propan və butan xüsusi boru kəmərləri, ya da mövcud olan benzin kəmərləri ilə dövri şəkildə benzinlə ardıcıl olaraq nəql olunur. Eyni bir

boru kəməri ilə benzin və maye qazın ardıcıl olaraq nəqli zamanı bu məhsulların qarışması çox az olur.

Boru kəmərləri ilə nəql zamanı ən vacib texnoloji tələb ondan ibarətdir ki, kəmərdə elə təzyiq saxlanılmalıdır ki, nəql olunan maye qazın qaynamasının (buxara çevrilməsinin) qarşısı alınsın, yəni, gərək verilən temperaturlarda təzyiqin doymuş buxar təzyiqindən aşağı düşməsinə yol verilməsin. Bu tələbə əməl olunmaması boru kəmərində qaz tıxaclarının yaranmasına səbəb ola bilər. Adətən, boru kəmərində maye qazların minimal təzyiqi doymuş buxar təzyiqindən 0,6-0,8 MPa çox qəbul edilir. Bu məqsədlə hər bir nəqledici nasos stansiyası üçün boru kəməri trasının relyefindən və nəql olunan məhsulun temperaturdan asılı olaraq çıxışda tələb olunan təzyiqin qrafiki işlənilib hazırlanmalıdır.

Maye qazlar üçün boru kəmərlərində təzyiqin minimal qiymətləri cədvəl 8.2-də göstərilmişdir (MPa).

Cədvəl 8.2

Boru kəmərində maye qazların minimal təzyiqi

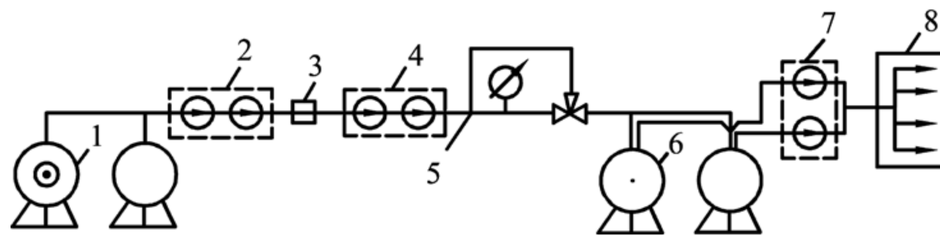
Qaz	***Ətraf mühitin temperaturu, ^0S***		
	Qış		***Yay***
	-20	0	25
Propan	*0,94*	*1,2*	*1,7*
Butan	*0,7*	*0,8*	*1,05*
Propan – Butan (50+50%)	*0,9*	*1,1*	*1,3*

Maye qazların boru kəmərləri ilə nəqli problemlərinə baxarkən hidratın

yaranmasının qarşısını almağa da xüsusi diqqət verilməlidir. Hidratların əmələ gəlməsi zamanı baş verən istismar çətinlikləri qış aylarında, mənfi temperatur hallarında daha da çoxalır.

Hidratla mübarizə üsullarından ən səmərəlisi nəql olunan maye qazların boru kəmərlərinə verilməzdən əvvəl dərindən qurulmasıdır.

Maye qazları nəql edən boru kəmərlərinin texnoloji sxemi şəkil 8.4-də göstərilmişdir.



Şəkil 8.4. Maye qaz nəql edən boru kəmərlərinin texnoloji sxemi

Texnoloji sxemə uyğun olaraq maye qazlar baş nasos stansiyasında çənlərdən (1) nasoslar (2) vasitəsi ilə götürülür və ölçü məntəqəsindən (3) keçərək boru kəmərinə (5) vurulur. Baş nasos stansiyası bir başa maye qaz istehsal olunan zavodun ərazisində və ya çənlər parkı ilə ayrılıqda bir kompleksdə yerləşə bilər. Baş nasos stansiyasında qaz ehtiyatlarını saxlamaq üçün çənlər və müxtəlif nasoslarla (köməkçi, əsas və ehtiyat nasosları) təchiz olunmuş nasos stansiyası tikilir. Magistral boru kəmərində hesablamalarla müəyyən edilən məsafələrdə aralıq nasos stansiyaları da tikilir və nasoslarla təchiz olunur. Aralıq nasos stansiyalarında maye qaz (6) nasoslara verilir və beləliklə, «nasosdan nasosa» nəql sxemi həyata keçirilir.

Maye qazları nəql edən boru kəmərinin səciyyəvi xüsusiyyəti ondan ibarətdir ki, nəql olunan mühitin təsiri kəmər boyu təzyiq və temperaturun

dəyişməsindən çox asılı olur.

Maye qazların nəqlini həyata keçirən boru kəmərlərində, trasın profilinin yüksək nöqtələrində buxar fazası və quru qazın çıxması üçün vantuzlar quraşdırılır.

8.3. Maye qazları nəql edən boru kəmərlərinin hidravliki hesablanması

Maye qazlar üçün magistral qaz kəmərlərinin layihələndirilməsi zamanı kəmərlərin hidravliki və möhkəmliyə hesablanması zəruridir. Maye qazlar üçün boru kəmərlərinin hidravliki hesablanması, əgər kəmərin uzunluğu boyu temperatur çox az dəyişərsə, neft məhsulları kəmərlərinin hidravliki hesablanmasından bəzi xüsusiyyətlər olmasına baxmayaraq keyfiyyətcə fərqlənmir.

Qeyd olunan xüsusiyyət onunla bağlıdır ki, müəyyən təzyiq və temperaturda maye qaz çox asanlıqla qaz halına keçir, boru kəmərinin canlı kəsiyini doldurur ki, bu da buraxma qabiliyyətini kəskin aşağı salır. Digər tərəfdən maye buxar qarışığının hərəkəti boru kəməri və nasoslarda kavitasiya hadisəsini törədir. Kavitasiya ən çox nasoslar üçün qorxulu hesab olunur. Kavitasiyaya qarşı ehtiyat nəzərə alınmaqla kəmərdə maye fazanın hərəkət sürəti: sorma borularında 1,2 m/s-dən, basqılı boru kəmərlərində isə 3 m/s-dən çox olmalıdır.

Maye faza buxar halına keçdikdə həcm çoxaldığından mühitin hərəkət sürətinin artması sürtünməyə sərf olunan itkilərin çoxalmasına səbəb olur, başqa sözlə kəmərdə təzyiqlər fərqi yüksəlir.

Maye qazı nəql edən boru kəməri üçün qorxulu o nöqtə hesab edilir ki, maye fazanın daha çox buxarlanma imkanı olur. Bu nöqtəni neft kəmərləri ilə analoji

olaraq aşırım nöqtəsi (əksər hallarda kəmərin trasının profilində ən yüksək nöqtə) hesab etmək olar. Beləliklə, maye qazları nəql edən boru kəməri üçün əsas tələb ondan ibarətdir ki, kəmərin itənilən nöqtəsində təzyiq doyma təzyiqindən aşağı düşməsin. Maye qazların nəqli zamanı onların tərkibinin dəyişməsi mümkün olduğundan doyma təzyiqi də dəyişə bilər. Bundan əlavə nəqlin maksimal temperaturunun seçilməsi zamanı da təqribiliyə yol verilir, çünki, boru kəmərlərinin istismarı zamanı temperatur dəyişməsinin dəqiq nəzərə alınması mümkün deyil. Qeyd olunanlardan belə çıxır ki, aşırım nöqtəsində minimal təzyiqin müəyyən P_{eh} ehtiyatla qəbul edilməsi zəruridir.

Əgər propan–butan qarışığının ardıcıl nəqli zamanı məhsul kəmərinin uzunluğu boyu aşırım nöqtəsi varsa, onda həmin nöqtə maye keçən zaman «qorxulu» nöqtə hesab olunur. Bu halda qazlaşmanın qarşısını almaq üçün zəruri tədbirlərin görülməsi vacibdir.

Əgər maye qaz boru kəmərindən saxlanılmaq üçün tutumlara daxil olursa, onda kəmərin sonunda təzyiq doyma təzyiqindən $(1{,}5-2)\cdot10^5\,Pa$ çox olmalıdır.

Yəni,

$$P_s \geq \left(P_{doy} + 2\cdot10^5\right) Pa$$

Boru kəmərindən tutuma qədər, yol boyu xeyli sayda müxtəlif hidraliki müqavimətlər məsələn, siyirtmələr, ventillər, əks və tənzimləyici klapanlar, sərfölçənlər və s. ola bildiyi üçün təzyiqin buxar elastikliyi təzyiqindən aşağı düşməsin və tutumlarda intensiv qaz əmələ gəlməsinə yol verməmək məqsədilə həmin müqavimətlərdə olan itkilər hesablanmalı və nəzərə alınmalıdır.

Aparılan tədqiqatlar göstərir ki, aralıq nasos stansiyalarına girişdə və qəbul məntəqələrində buxar elastikliyi təzyiqini azaltmaq və bununla nəqlə sərf olunan gücü aşağı salmaq məqsədilə maye qazların soyudulması üçün qurğunun işə

salınması məqsədəuyğundur.

Maye qazların nəqli zamanı nasos stansiyaları arasındakı məsafə elə seçilir ki, stansiyadan sonra təzyiq 5,0 MPa-dan çox olmasın. Bu zaman sonrakı nasos stansiyasından əvvəl təzyiq gərək $\Delta p \geq 0{,}5\ MPa$ şərtini ödəsin.

Hidravliki hesablamalar üçün nəql olunan maye qazların tərkibi və xassələri, həmçinin temperaturun tras boyu dəyişməsi məlum olmalıdır. Əgər boru kəmərinin uzunluğu çox da böyük deyilsə, məhsulun hesabi temperaturu kimi yay vaxtına uyğun, borunun basdırıldığı dərinlikdə torpağın temperaturu qəbul edilir.

Maye qazları nəql edən boru kəmərlərinin hidravliki hesablanması aşağıdakı ardıcıllıqla aparılır:

1. Nəql olunan maye qazların məlum olan kimyəvi tərkibinə uyğun olaraq onların əsas fiziki parametrləri təyin olunur:

- kəmərdə temperaturun dəyişməsindən asılı olaraq sıxlıq müəyyən edilir;
- temperatur nəzərə alınmaqla özlülük hesablanılır;
- maksimal temperaturda doyma təzyiqi təyin edilir.

Boru kəmərində temperaturun dəyişməsi Şuxov düsturu ilə təyin edilir. Belə ki, hər hansı x məsafəsində temperatur

$$t_x = \frac{t_0 + (t_b + t_0) \cdot e^{0,27k\pi, D_d \cdot x}}{Q_p \cdot C_p},$$

harada ki, t_0-torpağın temperaturu,^{0}S; t_b-boru kəmərinin başlanğıcında qazın temperaturu, ^{0}S; K-qazdan torpağa istilikvermə əmsalı, $kVt/(m^2 \cdot saat \cdot {}^0S)$; D_d-boru kəmərinin daxili diametri, m; Q_p- nəql olunan qazın həcm sərfi, m^3/saat; ρ-nəql olunan qazın sıxlığı, kq/m^3; C_p – nəql olunan qazın sabit təzyiqdə istilik

tutumu, $kC/(kq\cdot^0 S)$.

Təqribi hesablamalar üçün istilikvermə əmsalını quru qum üçün 1,16, nəm gillər olduqda 1,45 və yaş qum üçün isə k = 3,48 qəbul etmək olar.

2. Maye qazın boru kəmərində optimal hərəkət sürəti $\upsilon = 1{,}2 - 3{,}0\ m/s$ intervalında qəbul olunur.

3. Seçilən sürətə $\upsilon\,(m/s)$ və kəmərin buraxma qabiliyyətinə Q(m^3/s) əsasən boru kəmərinin diametri təyin edilir:

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi \cdot \upsilon}}$$

4. Reynolds ədədi hesablanılır:

$$\mathrm{Re} = \upsilon D/\nu\,,$$

harada ki, ν -maye qazın kinematik özlülüyüdür.

5. Hidravliki müqavimət əmsalı (λ) təyin edilir. Laminar hərəkət rejimində boru divarının kələ-kötürlüyü hidravliki müqavimət əmsalına təsir etmir. Bu hərəkət rejimində $\lambda = 64/\mathrm{Re}$ (Stoks düsturu) adətən, maye qazların boru kəmərində hərəkət rejimi turbulent rejiminə uyğun gəlir. Hamar sürtünmə zonasından qarışıq zonaya, həmçinin kvadratik zonaya keçidi müəyyən edən Reynolds ədədinin sərhəd qiymətləri aşağıdakı ifadələrə əsasən təyin edilir:

$$\mathrm{Re}_t = \left(3{,}324\frac{D}{k_e}\right)^{1{,}125}\left(\frac{\nu}{\nu_{su}}\right)^{0{,}12}$$

$$\mathrm{Re}_2 = \left(120\frac{D}{k_e}\right)^{1{,}125}\left(\frac{\nu}{\nu_{su}}\right)^{0{,}67},$$

harada ki, ν, ν_{su} - uyğun olaraq maye qazın və suyun özlülüyüdür; k_e -ekvivalent kələ-kötürlülükdür, hansı ki, borunun keyfiyyəti və vəziyyətindən asılı olaraq müəyyən edilir (cədvəl 8.3).

Turbulent hərəkət zonasında hidravliki müqavimət əmsalını təyin etmək üçün çoxlu düsturlar mövcuddur. Tövsiyə olunur ki, aşağıdakı ifadəyə əsasən λ əmsalı təyin edilsin:

$$\lambda = 0{,}11\left(\frac{k_e}{D} + \frac{68}{\text{Re}}\right)^{0,25},$$

harada ki, $k_e = 0{,}1$ qəbul etmək olar.

Cədvəl 8.3

Polad borular üçün ekvivalent kələ-kötürlüyün k_e (mm-lə) tövsiyə olunan qiymətləri

Boruların vəziyyəti	*Kələ-kötürlülük (k_e)*
Təzə	***0,05-0,06***
Uzun müddət anbarlarda qalan və işlənməyən borular	***0,10-0,15***
8 ilədək istismarda olan borular	***0,50-0,60***

6. Darsi-Veysbax düsturuna əsasən boru kəmərində sürtünməyə sərf olunan basqı itkisi müəyyən edilir:

$$H_{süü} = \lambda \frac{l}{D}\frac{\upsilon^2}{2g},$$

harada ki, L və D-uyğun olaraq boru kəmərinin uzunluğu və diametridir.

7. Boru kəməri boyu siyirtmə, kran, klapan və digər yerli müqavimətlər quraşdırıldığından, yerli müqavimətlərə sərf olunan basqı itkisi ($H_{y.m}$) sürtünməyə sərf olunan itkinin 1,5%-nə bərabər qəbul edilir.

$$H_{y.m} = 0{,}015 H_{sür}$$

8. Boru kəmərində tam basqı itkisi müəyyən edilir.

$$H_{\text{ъям}} = H_{s\ddot{u}\ddot{u}} + H_{y.m} + \Delta Z + H_s,$$

harada ki, ΔZ -maye qaz nəql edən boru kəmərinin son və başlanğıc hündürlüklər fərqi; H_s -boru kəmərinin sonunda zəruri olan basqı.

9. Nasos stansiyalarının sayı təyin edilir:

$$n = H_{\text{ъям}} / h_{n.s},$$

harada ki, $h_{n.s}$ - nasosların xarakteristikaları və boruların möhkəmliyi nəzərə alınmaqla bir nasos stansiyasının basqısıdır.

Qeyd edək ki, nasos stansiyalarının sayı hesablandıqda aşağıdakı bir neçə hallar ola bilər:

- nasos stansiyalarının hesabi sayı tam ədəddir;
- stansiyaların hesablanmış sayı tam ədəddən bir az aşağıdır.

Bu halda nasos stansiyalarının sayı böyük qiymətədək yuvarlaqlaşdırılır və qəbul edilir. Məsələn, $n = 2{,}8$ isə $n = 3$ qəbul edilir. Bu zaman layihədə nəzərdə tutulan buraxma qabiliyyəti artacaq.

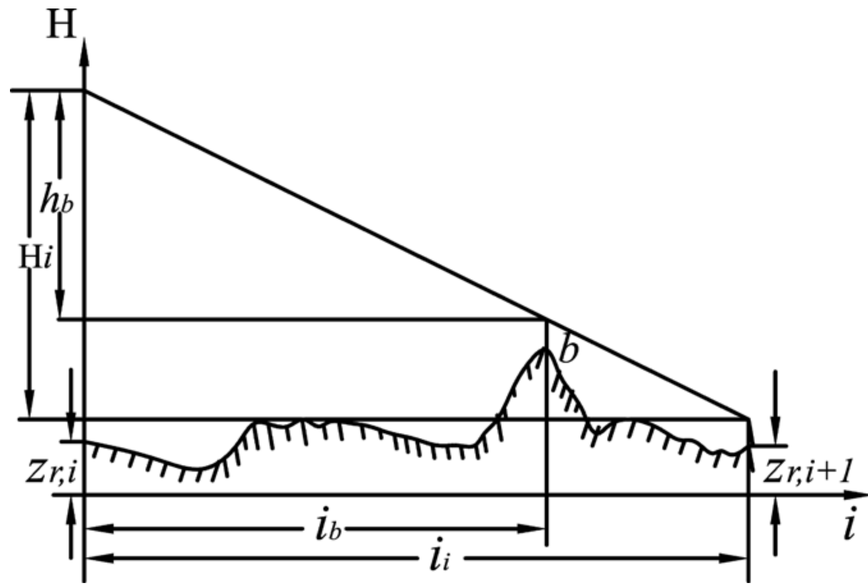
- nasos stansiyalarının hesablanmış sayı tam ədəddən bir az çoxdur. Tutaq ki, n=2,2. Bu halda 3 nasos stansiyasının qəbul edilməsi əlverişli deyil, 2 stansiya isə layihə gücünə uyğun gəlməyəcək. Ona görə lupinqin tikilməsi zəruri sayılır. Bütün hallarda optimal variantın təyini üçün (lupinq, qoşqu, yoxsa stansiyaların sayının artırılması) texniki-iqtisadi hesablamaların aparılması vacibdir.

10. Neft kəmərlərində olduğu kimi Şuxov qaydasına uyğun olaraq nasos stansiyaları trasın profilində yerləşdirilir. Bu zaman qazlaşma şəraitinin aradan qaldırılması şərti mütləq nəzərə alınmalıdır.

11. Aralıq nasos stansiyalarının yerləşdirilməsi nəzərə alınmaqla dəqiqləşdirici hidravliki hesablama aparılır.

12. Başlanğıc təzyiq (P_1) təyin edildikdən sonra «qorxulu» nöqtədə təzyiq müəyyən edilir. Trasın profili və planına əsasən ən yüksək nöqtə müəyyən edilir (şəkil 8.5). Sonra başlanğıc (nasos stansiyasının çıxışı) və ən yüksək nöqtə (b) üçün Bernuli tənliyi tərtib edilir. Ən yüksək nöqtəyə kimi olan hissədə basqı itkisi h_b aşağıdakı ifadəyə əsasən müəyyən edilir:

$$h_b = H_i \frac{l_b}{l_i},$$



Şəkil 8.5. Maye qaz nəql edən boru kəmərlərinin hesabi sxemi

Burada H_i-nasos stansiyaları arasında və ya «qorxulu» nöqtə yerləşən son hissədə basqı itkisi; l_i-nasos stansiyaları arasında və ya «qorxulu» nöqtənin harada yerləşməsindən asılı olaraq son hissənin uzunluğu; l_b-trasın başlanğıcından ən yüksək nöqtəyə qədər olan məsafədir.

Nəzərə alsaq ki, $\upsilon_i^2 / 2g = \upsilon_b^2 / 2g$, sürətlərin bərabərliyi hesabına Bernuli

tənliyindən ən yüksək nöqtədə pyezometrik basqı müəyyən edilir:

$$\frac{p_s}{\rho g} = \left(Z_{g.i+1} - Z_{gb} + \frac{P_{i+1}}{\rho g} \right) - \left(H_i - h_b \right)$$

Pyezometrik basqı və sıxlığa görə boru kəmərinin «qorxulu» nöqtəsində təzyiq (P_b) təyin olunur. Bu təzyiq gərək maye qazların nəqlinə qoyulan tələb-

lərə uyğun olaraq doyma təzyiqindən ΔP_{eh} qədər $(0{,}6 - 0{,}8\ MPa)$ çox olmalıdır. Beləliklə bütün sistemdə təzyiq gərək qədər artmış olsun. Burada $\Delta P_b = P_b - P_{doy}$. Əgər ΔP-nin qiyməti boru kəmərinin sonunda və ya aralıq nasos stansiyasından qabaq təzyiqin seçilməsi zamanı qoyulan şərti təmin edirsə, onda bununla kəmərin hidravlik hesablanması başa çatır. Əgər bu şərt ödənilmirsə, onda boru kəmərində təzyiqi $\boldsymbol{\Delta P_{eh}}$-nin qiyməti qədər artırmaq lazımdır:

- son məntəqədə maye qaz tutuma-çənə verilirsə, $\Delta P_{eh} = \left(2 \cdot 10^5 - \Delta p\right),\ Pa$
- maye qaz aralıq nasos stansiyasına daxil olursa, $\Delta h_{eh} = \left(7 \cdot 10^5 - \Delta p\right),\ Pa$.

Cədvəl 8.4-də maye karbohidrogen qazlarını nəql etmək üçün boru kəmərlərinin texniki göstəriciləri verilmişdir.

Boru kəmərinin uzunluğu, nəql olunan qazın həcmindən asılı olaraq maye propanı nəql etmək üçün kəmərlərinin optimal diametri sürətdə-mm və nasos stansiyalarının sayı məxrəcdə.

Cədvəl 8.4.

Karbohidrogen qazlarını nəql etmək üçün boru kəmərlərinin texniki göstəriciləri

Boru kəmərinin uzunluğu, km	***Nəql olunan maye qazın həcmi, min t/il***					
	10	***50***	***1090***	***500***	***1000***	***2000***
50	$\frac{89\times 15}{1}$	$\frac{89\times 5}{1}$	$\frac{114\times 6}{1}$	$\frac{245\times 7}{1}$	$\frac{325\times 8}{1}$	$\frac{377\times 8}{1}$
100	$\frac{89\times 5}{1}$	$\frac{114\times 6}{1}$	$\frac{133\times 6}{1}$	$\frac{273\times 7}{1}$	$\frac{325\times 8}{1}$	$\frac{377\times 8}{1}$
500	$\frac{89\times 5}{2}$	$\frac{133\times 6}{2}$	$\frac{159\times 6}{2}$	$\frac{273\times 7}{2}$	$\frac{325\times 8}{2}$	$\frac{426\times 10}{2}$
1000	$\frac{89\times 5}{3}$	$\frac{133\times 6}{2}$	$\frac{159\times 6}{3}$	$\frac{273\times 7}{3}$	$\frac{325\times 8}{4}$	$\frac{426\times 10}{4}$
2000	$\frac{89\times 5}{3}$	$\frac{133\times 6}{4}$	$\frac{159\times 6}{5}$	$\frac{273\times 7}{5}$	$\frac{325\times 8}{7}$	$\frac{426\times 10}{7}$

8.4. Maye qazların boru kəmərləri ilə nəqlinin hidravliki hesablanmasına aid nümunə

Tutaq ki, diametri $D = 273 \times 7\ mm$, uzunluğu $L = 120\ km$ olan boru kəməri ilə maye qaz nəql edilir. Maye qazın tərkibi (%-lə) propan-60, n-butan-40. Başlanğıc nöqtənin hündürlüyü $Z_1 = 80\ m$, son nöqtənin hündürlüyü $Z_2 = 100\ m$, ən yüksək nöqtənin hündürlüyü isə $120\ m$ olmaqla kəmərin başlanğıcından $40\ km$ məsafədə yerləşir. Boru kəmərinin basdırıldığı torpağın orta temperaturu:

$$T_{or} = 290\ K$$

Kəmərin başlanğıcında təzyiq $P_1 = 5\ MPa$.

Kəmərin hidravliki hesablanmasını aparmaqla onun sonunda təzyiqin qiymətinin tapılması tələb olunur.

1. Əvvəlcə $T_{or} = 290\ K$ temperaturda nəql olunan maye qazın fiziki parametrlərini təyin edirik:

- maye qaz qarışığının T temperaturunda sıxlığını hesablayırıq:

$$\rho_t = \rho_0 - \alpha(T - T_0)$$

harada ki, ρ_0-T_0 temperaturunda qazın sıxlığı; α-aproksimasiya əmsalı (cədvəl 8.1).

Propan üçün $T_o = 273\ K$ temperaturda $\rho_0 = 529{,}7\ kq/m^3$, $\alpha = 1{,}354\ kq/(m^3 \cdot K)$ və $\rho_T = 506{,}7\ kq/m^3$.

Butan üçün həmin temperaturda $\rho_0 = 601\ kq/m^3$, $\alpha = 1{,}354\ kq/(m^3 \cdot K)$ və

$$\rho_T = 582{,}8\ kq/m^3.$$

Onda qarışığın sıxlığı

$$\rho_T = \frac{1}{\sum \frac{Y_i}{\rho_i}} = 532\ kq/m^3$$

- dinamiki özlülüyün propan üçün $\mu_T = 11{,}0 \cdot 10^{-5}\ Pa \cdot s$, n-butan üçün

$\mu_T = 18{,}2 \cdot 10^{-5}\ Pa \cdot s$ olduğunu nəzərə alsaq, maye-qaz qarışığı üçün $\mu = 11{,}0 \cdot 10^{-5}\ Pa \cdot s$. Onda qarışıq üçün kinematik özlülülük $\nu_{qar} = 0{,}246 \cdot 10^{-6}\ m^2/s$ olacaqdır.

- Doymuş buxar elastikliyi şəkil 8.3-dən $T = 290\ K$ temperaturunda

$$P_{doy} = 5{,}5 \cdot 10^{-5}\ Pa$$

2. Boru kəmərində maye qazın hərəkət sürətini təyin edirik.

$$\upsilon_{or} = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 1800}{3{,}14 \cdot (0{,}259)^2 \cdot 3600} = 0{,}95\ m/s$$

3. Hidravliki müqavimət əmsalını təyin edirik.

- Reynolds ədədini tapırıq

$$\mathrm{Re} = \frac{\upsilon D}{\nu} = \frac{0{,}95 \cdot 0{,}259}{0{,}246 \cdot 10^{-6}} = 1000000$$

- Ekvivalent kələ-kötürlüyü $k_e = 0{,}5\ \mathrm{mm}$ qəbul edirik.
- Reynolds ədədinin 2-ci sərhəddini Re_2 təyin edirik.

$$\mathrm{Re}_2 = \left(120 \cdot \frac{D}{K_e}\right)^{1{,}125} \cdot \left(\frac{\nu}{\nu_{su}}\right)^{0{,}67} = 84100$$

Boru kəmərində maye qazın hərəkəti turbulentdir və kələ-kötürlü sürtünmə zonasında baş verdiyi üçün hidravliki müqavimət əmsalını Nikuradze düsturu ilə hesablamaq olar.

$$\lambda = \frac{1}{(1{,}14 + 2\lg D/k_e)^2} = 0{,}0230$$

4. Sürtünməyə sərf olunan basqı itkisini təyin edirik.

$$H_{sür} = \lambda \frac{l\upsilon^2}{2gD} = 0{,}0231 \frac{120000 \cdot (0{,}95)^2}{2 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}259} = 494{,}3\ m$$

5. Boru kəmərində maye qazın nəqli zamanı cəm basqı itkisini tapırıq

$$H_{ъям} = H_{sür} + H_{y.m.} + \Delta Z = 1{,}015 H_{sür} + \Delta Z = 501{,}7 + (100 - 80) = 521{,}7\ m$$

Onda, təzyiqlər fərqi $\Delta P = P_1 - P_2 = H_{сям} \cdot \rho \cdot g = 521{,}7 \cdot 532 \cdot 9{,}81 = 2{,}72\ MPa$

6. Boru kəmərinin sonunda təzyiqi hesablayırıq

$$h_b = 1{,}015 H_{sür} \frac{l_b}{l_i} = 501{,}7 \frac{40}{120} = 167{,}2\ m$$

$$P_b = \rho g \left(Z_{b.i+1} + \frac{\Delta P_{eh}}{\rho g} - Z_b + 1{,}15 H_{sür} - h_b \right) = 532 \cdot 9{,}81 \left(100 + \frac{6 \cdot 10^5}{532 \cdot 9{,}81} - 120 + 501{,}7 - 167{,}2 \right) =$$
$$= 2241369 Pa \approx 2{,}24 MPa$$

Göründüyü kimi, maye qazı nəql edən boru kəmərinin ən yüksək, qorxulu nöqtəsində qaz fazasının əmələ gəlməsi üçün şərait yaranmır.

Yoxlama sualları

1. ***Maye qazlar hansı qazlara deyilir? Bu qazların saxlanması və nəqli necə həyata keçirilir?***
2. ***Maye qazla iş zamanı hansı təhlükəsizlik qaydalarına riayət olunmalıdır?***
3. ***Maye qazlar necə və hansı mənbələr hesabına alınır?***
4. ***Maye qazların digər mayelərdən əsas fərqli cəhətləri hansılardır?***
5. ***Maye qazları hansı üsullarla daşımaq olar?***
6. ***Boru kəmərləri ilə maye qazların nəqli necə aparılır?***
7. ***Maye qazların boru kəmərləri ilə nəqli zamanı hansı tələblər ödənilməlidir? Nə üçün kəmərdə qaz fazasının yaranmasına yol vermək olmaz?***
8. ***Maye qazın nəqlini həyata keçirən boru kəmərinin hidravliki***

hesablanması necə aparılır?

9. ***Kəmərin trasında hansı yer «qorxulu» nöqtə hesab edilir?***